

APP. NR. 5a. 71	POLYDOC NR. 82-0080	DOK. NR. 4531F	SIDE 1 AV 11. 3 BIL
--------------------	------------------------	-------------------	------------------------

RAPPORT	VEDR. Utvidelse av Mongstad-raffineriet.
EKSEMPLAR	
NR.	Simulering av preflash- og råoljetårnet med programmet PROCESS.
<input checked="" type="checkbox"/> NOTAT	
REFERAT	
AKTNOTIS	
PM	

FORFATTET AV S. Skogestad	REF. SiS/GrS
FORSKNINGSENTERET	DATO 8.2.1982

FORDELING	
Orig. til reg./sirk.	T. Gundersen
O.H. Lie (fors.)	S. Skogestad
Olje-div., R & M	Arkiv HK
Engineering, Pros.	Disp. (2)
T-stab	
K. Solberg, R & M	
Petrokjemisk avd.	
A. Anundskås	
L. Nord	

Randi. Denne kan du vel få fra Aar. Jeg vil gjerne ha min retur for tirsdag p.g.a. Pros-mise Tmh.

POLYDOC Emneord	MONGSTAD UTBYGGING	RÅOLJE	FASETTER	
	DESTILLASJON	SIMULERING	H	Fors

RESYME/KONKLUSJON

Foster-Wheeler har høsten 1981 gjort en studie for Norsk Hydro angående en eventuell utvidelse av Mongstad-raffineriet. Det er foreslått å bygge et preflash-tårn foran råolje-tårnet for å øke kapasiteten. Foster-Wheeler har benyttet regnemaskin-programmet Refine i sine simuleringer av disse tårnene. For å kontrollere disse beregningene og for senere å kunne være i stand til å utføre tilsvarende beregninger, har TDB-avdelingen, Forskningscenter utført simuleringer av kolonnene med programmet PROCESS fra Simulation Sciences Inc. (SSI).

Det er god overensstemmelse når det gjelder temperatur- og strømprofiler i kolonnene. Imidlertid er det en del forskjell når det gjelder separasjonen mellom fraksjonene.

Simuleringen av råolje-tårnet med PROCESS er en vanskelig oppgave beregningsmessig. Hver gjennomregning av kolonnene koster ca. kr. 4 000,-. For å få overensstemmelse med produktspesifikasjonene, må en dessuten prøve seg fram med ulike produktmengder og vandampføder. Slike beregninger vil derfor falle forholdsvis dyrt.

For en ny råolje kan man imidlertid få et godt estimat av produktmengdene for hver fraksjon ved å bruke forenklete (shortcut) metoder. Disse er enklere å bruke og faller langt rimeligere (ca. kr. 500,-).

ANBEFALING

TDB-avdelingen, Forskningscenteret, bør kontaktes for å gjennomføre mer detaljerte simuleringer av råoljedestillasjonen dersom man går videre med prosjektet. Det bør vurderes å bruke forenklete metoder rutinemessig i forbindelse med evaluering av nye råoljer. TDB-avdelingen vil kunne assistere ved slike beregninger.

UTTALELSER (ALTERNATIVER, AVVIKENDE SYNSPUNKTER)

344 E
5. 80

1. INNLEDNING

Foster-Wheeler har høsten 1981 gjort en studie for Norsk Hydro angående en eventuell utvidelse av Mongstad-raffineriet. En del av denne utvidelsen er å øke råoljekapasiteten ved å bygge et nytt tårn (preflash) som tar av den letteste fraksjonen foran det eksisterende råoljetårnet.

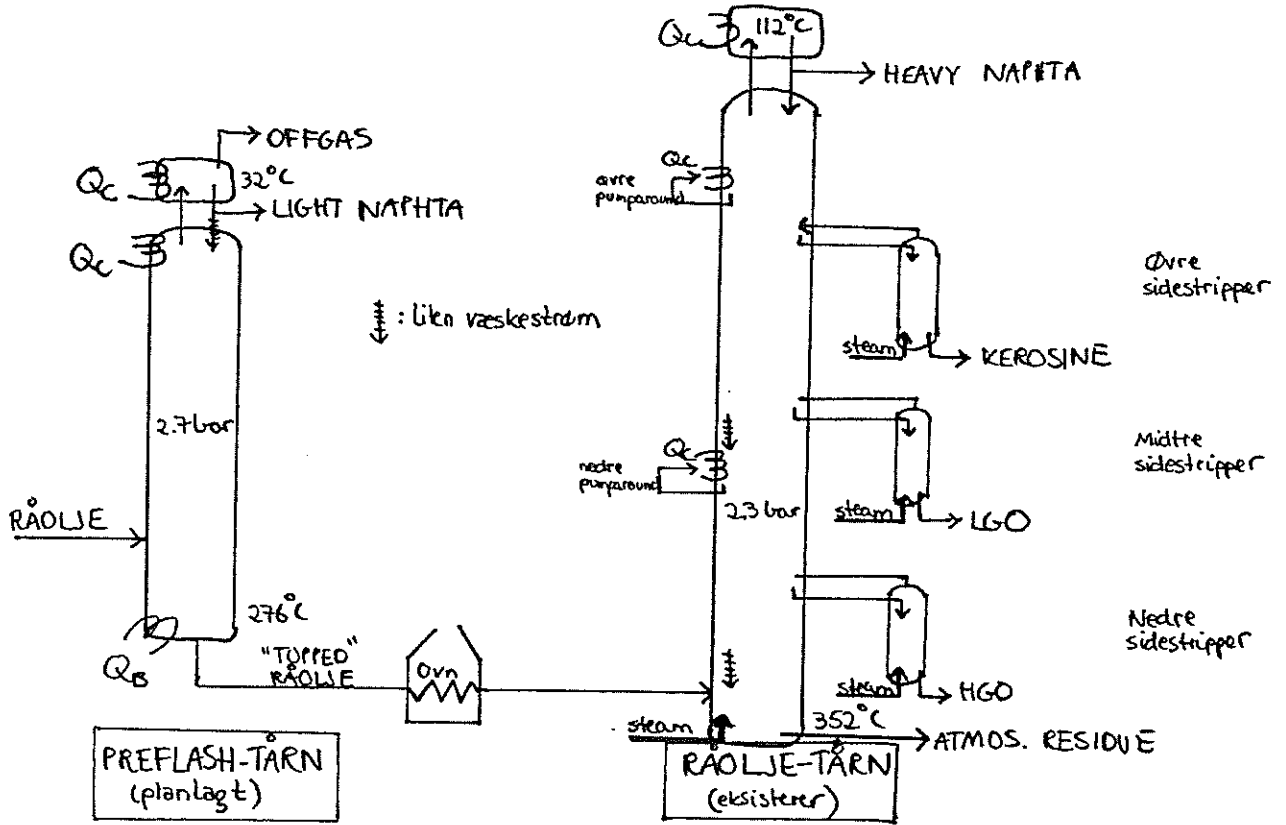
Foster-Wheeler har tidligere (mai 1980) på oppdrag fra Rafinor A/S utført en studie om alternative måter å øke råoljekapasiteten på (1).

I hovedsak har Foster-Wheeler i sin siste studie for Norsk Hydro benyttet resultatene fra studiet for Rafinor. Den foreslåtte løsning øker råoljekapasiteten for Statfjordolje fra 492 t/h til 713 t/h.

Foster-Wheeler har benyttet regnemaskinprogrammet Refine fra Chemshare i sine beregninger av tårnene. For å kontrollere disse beregningene og for senere å kunne være i stand til å utføre tilsvarende beregninger, ble det besluttet at TDB-avdelingen, Forskningsssenteret skulle gjøre et forsøk på å simulere kolonnene med et tilsvarende program som ligger på Norsk Hydro's UNIVAC-maskin - programmet PROCESS fra SSI

Dette notat oppsummerer resultatet av disse simuleringene.

2. PROSESSBESKRIVELSE. PRODUKTSPEKIFIKASJONER.

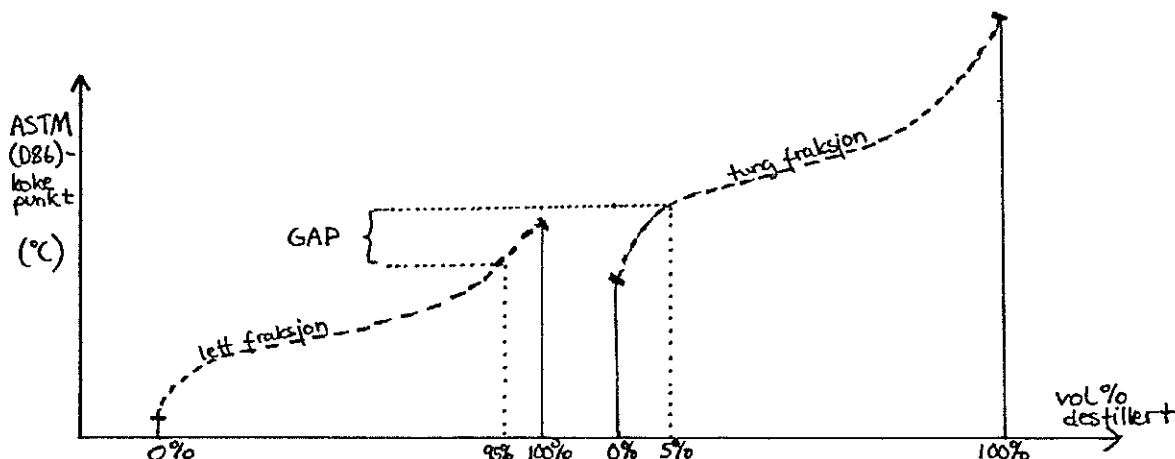


Preflash-tårnet og råolje-tårnets oppgave er å splitte råoljen i 6 kokepunktsfraksjoner. Følgende tall er hentet fra Foster-Wheelers studie for Rafinor (1) for den foreslåtte løsning ("case 1"):

<u>Preflash</u>	Topp-produkt (Light naphtha)	Til 145°C	145 t/h
<u>Råoljetårn</u>	Heavy naphtha (Topp-prod.)	145-175°C	42 t/h
	Kerosine (Øvre sidestripper)	175-235°C	79 t/h
	LGO (Midtre ")	235-330°C	140 t/h
	HGO (Nedre ")	330-375°C	52 t/h
	Residue (Bunnprod.)	Over 375°C	255 t/h
			713 t/h

Man får naturligvis ikke en ideell splitting av fraksjonene med hensyn til kokepunkt. For å definere splitten mellom

fraksjonene brukes ofte "gap"-et mellom fraksjonene. Dette er definert som forskjellen mellom 95 % ASTM (D86)-kokepunktet på den lette fraksjonen og 5 % ASTM-kokepunktet på den tunge fraksjonen.



Ifølge studien for Rafinor skal produktene oppfylle følgende spesifikasjoner:

Topp-produkt preflash/Heavy naphta	gap > 10°C
Heavy naphta/Kerosine	gap > 5°C
Kerosine/LGO	gap > 8°C
LGO (tung ende)	D86 (95%) < 335°C
HGO (tung ende)	D86 (90%) < 380°C

Forøvrig ønskes det at flammepunktene for produktene skal ligge over gitte minsteverdier (f.eks. 32°C for Heavy naphta).

3. FOSTER-WHEELERS SIMULERINGER MED REFINE (2)

Vi har fått utskrifter av Foster-Wheelers simuleringer med Statfjord-råolje. Fødemengden til preflash-tårnet er 682 t/h. I bilag 1 er vist resultatene fra simuleringene.

Foster-Wheeler understreker at man foreløpig ikke har foretatt noen optimalisering av disse prosess-enhetene. Når det gjelder resultatene av simuleringene vises det forøvrig til sammenligningen med PROCESS i kapittel 5.

Et par detaljbemerkninger:

- Det virkelige råoljetårn har 50 plater. FW bruker 32 teoretiske trinn i sine simuleringer. Dette tilsvarer en trinnvirkningsgrad på 64 % og synes noe høyt.
- En har kuttet ut de 2 "pumparounds" i råoljetårnet og har dessuten lagt de tilhørende kjølerne 1 trinn for langt ned (har mindre betydning).

4. VÅRE SIMULERINGER MED PROCESS (3)

Vi hadde ingen problemer med å karakterisere føden eller å beregne preflashtårnet. Derimot bød hovedkolonnen på en god del mer problemer enn ventet. For å sette i gang beregningene, setter programmet selv opp estimater for profilene i kolonnen. Det viste seg at disse ikke var gode nok. For å få programmet til å konvergere, måtte vi først redusere antall teoretiske trinn (særlig i toppen), og deretter bruke dette som startestimat for å beregne en kolonne med flere trinn. Ut fra de trinnvirkningsgrader som SSI anbefaler for råoljetårn, ble det til slutt benyttet 23 teoretiske trinn i beregningene tilsvarende en total trinnvirkningsgrad på 46 %. FW benyttet som nevnt 32 trinn.

Vi har nå høstet en del erfaringer med PROCESS og ved å benytte tidligere beregninger som startestimater, regner vi med å være i stand til å simulere kolonnene ved ulike betingelser (fødetyper, produktmengder, etc.). En simulering av begge tårnene koster ca. kr. 4 000,- (500 PCU) i avgift til SSI.

5. SAMMENLIGNING AV SIMULERINGENE MED REFINE OG PROCESS.

5.1 Spesifikasjon av kolonnene.

Kolonnene er spesifisert på samme måte med begge programmene.

Råolje-føde: TBP-kurve, tetthets-kurve, definerte lette komponenter, vanninnhold, gitt T og P.

Preflash-kolonne

- 11 teoretiske trinn + koker + kondensator.

- Gitt: - Trykkprofil.

- Spesifisert: - Kondensator-temperatur.
- Mengde gassprodukt i kondensator.
- Bunnproduktmengde.

Råolje-kolonne

- 32 teoretiske trinn med Refine, 23 med PROCESS

- Gitt: - Trykkprofil.
- Vanndampmengder til bunn av kolonne og sidestrippere (4 strømmer).
- Kjølebelastning på nedre "pumparound".

- Spesifisert: - Mengde (kg/h) av alle produkter (5 produkter).
- Væskeshastighet under midtre sideavtak.
- "Overflash" (væskeshastighet inn på fødeplaten).

For å finne frem til en løsning som tilfredsstiller de ønskete spesifikasjoner (f.eks. gap), må en foreta flere simuleringer der f.eks. vanndampføder og produktmengder varieres. Man kan ikke bruke de virkelige spesifikasjoner som inngangsdata til hverken Refine eller PROCESS.

Damp-væske-likevektsdata og entalpidata benyttet ved beregningene:

	Refine	PROCESS
Damp-væske-likevekt (K-verdier)	Esso-charts	Braun Kl0
Entalpi	Johnson-Grayson	Johnson-Grayson

5.2 Sammenligning av simuleringene.

Sammenligning mellom simuleringene viser at forskjellene er små når det gjelder temperatur-profiler og damp- og væskehas-tigheter i kolonnene. Det vesentligste unntaket er noe høyere temperaturer med PROCESS i bunnen av råoljekolonnen. For-skjellene er imidlertid større når det gjelder ASTM-kurvene til produktene. Dessuten er beregnet kjølebekostning på nedre pumparound blitt ca. 20 % høyere med PROCESS. Denne forskjellen er overraskende stor siden programmene benytter samme metode til å beregne entalpi. I bilag 2 er vist resultatene med PROCESS og med tilsvarende tall med Refine påført.

Produktene (ASTM-punkter).

	Spesifikasjon	Refine	PROCESS
Gap Topp-produkt preflash/Heavy naphta	> 10°C	8°C	-1°C (*)
Gap Heavy naphta/Kerosine	> 5°C	10°C	12°C
Gap Kerosine/LGO	> 8°C	10°C	-1°C
LGO D86 (95 %)	< 335°C	325°C	330°C
HGO D86 (90 %)	< 380°C	370°C	384°C

(*) Gap'et (som her er blitt "overlap") er blittt lavt, fordi preflash-tårnet ble beregnet med en shortcut-metode i stedet for en rigorøs beregning.

Det gjøres oppmerksom på at Refine og PROCESS bruker ulike metoder for å estimere ASTM-kurven; dette kan være en av årsakene til forskjellen. PROCESS ser ut til å gi noe lavere ASTM 0 % og 5 %-punkter (dette vil medføre dårligere gap). Videre er ASTM-resultatene ved temperaturer over ca. 400°C til dels svært ulike.

Når vi ser på splitten mellom produktene, er det overraskende at den er dårligere i 2 tilfeller og bedre i ett tilfelle (PROCESS sammenlignet med Refine). Spesielt overraskende er det at splitten mellom Heavy naphta og Kerosine er blitt bedre, fordi vi i denne delen har redusert antall teoretiske trinn fra 18 (Refine) til 14 (PROCESS). Mellom Kerosine og LGO er antall teoretiske trinn redusert fra 10 til 8, og man har fått en vesentlig dårligere separasjon. Dette kan naturligvis skyldes at man har bedre bruk for trinnene i denne delen av kolonnen. Videre understrekes på ny at programmene bruker ulike metoder til å beregne ASTM-kurvene.

Hvis vi antar at ASTM-beregningene med PROCESS og antall teoretiske trinn som her er benyttet er riktige, må følgende driftsendringer foretas for å møte spesifikasjonene.

Preflash: For dårlig splitt mellom topp og bunn. Må øke kokerbelastningen for å forbedre denne.

Råoljekolonne: For god splitt (gap 12°C mot spesifisert 5°C) mellom Heavy naphta og Kerosine. Kan redusere vanndamp til øvre sidestripper.

For dårlig splitt mellom Kerosine og LGO. Må øke vanndamp til nedre sidestripper for å strippe mer lett av LGO.

Beregningene med Refine viste at for råoljekolonnen er delene under øvre og nedre pumparound mest kritisk for belastningen av kolonnen. Endringene av dampmengdene, som foreslått over, vil neppe endre vesentlig på belastningen i disse delene av kolonnen (for en kompensasjonseffekt under øvre pumparound).

6. SHORTCUT-BEREGNING

Med shortcut-beregning menes her en forenklet beregning av kolonnen basert på Fenske-ligningen. Programmet kan beregne minimum antall trinn ved uendelig tilbakeløp ("Fenske-trinn") i de ulike kolonnedeler eller man kan gi inn antall Fenske-trinn i de ulike delene og bruke dette til å beregne f.eks. produktmengdene. Fenske-ligningen forutsetter konstante relative flyktigheter og dette vil være godt oppfylt ved råolje-destillasjon.

En stor fordel med shortcut-metoden i PROCESS er at en her direkte kan spesifisere f.eks. "gap" og gitte verdier på ASTM- eller TBP-kurven. Erfaringsmessig vil en for råolje-destillasjon få omtrent samme resultat ved shortcut som ved en rigorøs beregning dersom en setter antall Fenske-trinn lik halvparten av antall teoretiske trinn i de ulike kolonnedeler. Dette har vist seg også å stemme godt med våre beregninger.

Resultat av shortcut-beregninger, råolje-kolonne (se bilag 3)

Spesifisert:

- alle produktmengdene (fra Refine) (kg/h)
- gap heavy naphta - kerosine = 5°C
- gap kerosine - LGO = 8°C
- D80 (95 %) LGO = 335°C
- D86 (90 %) HGO = 380°C

	Nmin som gir ønskete spec.	Nmin x 2	Til sammenligning: Benyttet i rigorøs beregning med PROCESS (inkl. sidestripper)
Bunndel	2,19	4,4	4 (ca. 3,2 effektive pga. lav refluks)
HGO-del	2,09	4,2	5
LGO-del	4,16	8,3	7
Topp-del	5,33	10,6	<u>14</u>
			30

Sammenligner vi Nmin x 2 med trinnantallet benyttet i den rigorøse simuleringen, ser vi at antall trinn i topp-del i rigorøs er høyere, og dette stemmer overens med at splitten mellom heavy naphta og kerosine ble for stort ved den rigorøse beregning. Tilsvarende gjelder for LGO-delen (men her er trinnantallet for lavt og gap'et for lite). Dette er interessant, men man bør neppe legge for mye vekt på den gode overensstemmelsen. Refluks kommer f.eks. overhodet ikke inn i shortcut-beregningen.

For videre beregninger kan shortcut-metoden benyttes til å beregne produktmengder med andre føder når produktspesifikasjonene er gitt. Man spesifiserer da antall Fenske-trinn (Nmin) f.eks. lik det som er bestemt over.

7. KONKLUSJON

Preflash-tårnet og råolje-tårnet er simulert med programmet PROCESS. Simuleringen av råolje-tårnet med PROCESS er én vanskelig oppgave beregningsmessig. Videre må en prøve seg fram med å variere f.eks. produktmengder og vanddamptilsatser for å få overensstemmelse med produktspesifikasjonene. Rigorøse simuleringer vil derfor falle forholdsvis dyrt.

Dersom en ønsker et godt estimat av hvilke mengder (fordeling) en kan få av de ulike fraksjonene for en eventuell ny råolje, kan shortcut-metoden benyttes til dette. Man får da ikke noen data om varmembalanser eller strømprofiler i kolonnen. Disse kan estimeres ved å se på hvilke mengder en får av de ulike produktene og anta at f.eks. kg vanddamp/kg produkt er konstant.

Sammenligningen av beregninger gjort med Refine og PROCESS viser god overensstemmelse når det gjelder temperatur- og strømprofiler i kolonnene. Produktene er imidlertid noe ulike. Det er ikke funnet noe klart svar på årsaken til denne forskjellen.

8. LITTERATUR

1. Rapport fra Foster-Wheeler til Rafinor, mai 1980.
2. Beregninger utført av Foster-Wheeler for Norsk Hydro med programmet Refine, september - oktober 1981.
3. Perm med mer fullstendig dokumentasjon + PROCESS-datalisting som finnes hos undertegnede. -

9. BILAG

1. Simuleringer med Refine.
2. Simuleringer med PROCESS.
3. Shortcut-simulering med PROCESS.

Porsgrunn, 8.2.1982

Sigurd Skogestad

S. Skogestad



Foster-Wheelers beregninger med Refine

BILAG 1
Refine preflash

Del 1: Preflash

```

ECHO PRINT OF INPUT DATA      02OCT81  12:12:110
* RAFINOR PREFLASH TOWER, STATEFJORD CRUDE, 1-11-2095A
C-THERMODYNAMIC OPTIONS
DAT K KEY=12
DAT H KEY=9
PAR
C-
C-FEED DATA 0.07 WTKN2 60.24 WT% H2O
  COM = 62.4413,4.5,6,7,8
  FEE REA = 0.02,0.2,0.94,0.46,1.62,1.00,1.98
  FEE(KG/H) = 6.818
  FEE RUL GRA (SPG) = 0.8347
  FEE VOL = 6.31,0.86,11.1,15.47,18.1,21.55,25.86,27.87,
    29.94,32.66,35.34,38.06,41.37,43.17,48.12,51.46,54.58,
    59.41,60.76,64.53,65.8,67.78,69.18,100
  FEE TRD (C) = 60.75,90,105,120,135,155,165,175,190,205,220,
    235,245,270,285,300,320,330,350,360,375,385,400
  FEE GRA (SPG) = 6.356,6.946,7.268,7.415,7.508,7.581,7.73,7.803,
    .7841,7.894,7.97,8.092,8.171,8.246,8.362,8.428,8.433,
    .8504,.8592,.865,8.717,8.74,8.75,9.237
  
```

volumetriske for.

C-COLUMN CONFIGURATION

```

STAR13
LOC FEE = A
TEM FEE (C) = 243.
PRE FEE (BAR) = 37.9
TEM CON(C)=32
TEM TOP (C) = 140.
ITEM FCA-TOP
TEM BOT (C) = 28A.
PRE CON (BAR) = 2.112
PRE PRO (BAR) = 2.112, 2.319, 2.663, 2.711, 2.760, 2.808, 2.856, 2.905,
  2.953, 3.001, 3.049, 3.098, 3.146
PRE PRE ROT (BAR) = 3.146
PRE PRE (RTU/HR) = 115(C6
LOC HFA = 1
PRO NAME=OFF GAS STABILISER FEED, TOPPED CRUDE
PRO GUF(KGMOLE/HR) = 14.1525, 1901
PRO (KG/HR) = 0.0, 4.3682
STE (KG/HR) = 1654
LOC STE=9
PRE STE (BAR) = 37.92
TEM STE (C) = 243.3
  
```

Tryk i ppm

Skulle være undertryk med Process (?) Nei.

```

C-NOTE THAT ACTUAL COLUMN HAS TWO OVERHEAD DRUMS,
C-FIRST IS SIMULATED AS TRAY ONE, SECOND IS
C-SIMULATED AS THE PARTIAL CONDENSER
C-WATER CONTENT IN CRUDE SIMULATED AS STEAM TO TRAY 9
MET UNI OUT
ENT UNI OUT=KJ
PRE UNI OUT=BAR
  
```

```

FFX
TOL=1.E-2
REP = 1
END
  
```



Rødjen : (Statfjord)

CRUDE ASSAY 1 (CONTINUED)

DETAILED FFD COMPONENT ANALYSIS OF FEED NO. 1

NO	COMPONENTS	CUM VOL	K WATSON	MOL WT.	API	KGMOL/HR
1	WATER	.00	8.0	18.02	10.0	91.09
2	NITROGEN	.02	6.4	28.02	43.8	4.71
3	ETHANE	.22	19.4	30.07	265.8	19.35
4	PROPANE	1.16	14.7	44.09	147.5	88.33
5	I-BUTANE	1.62	13.8	58.12	120.0	36.38
6	N-BUTANE	3.24	13.5	58.12	110.8	132.96
7	I-PENTANE	4.32	13.1	72.15	95.1	76.35
8	N-PENTANE	6.30	13.0	72.15	92.8	141.40
9	121 APP	6.88	13.6	88.36	98.9	32.81
10	158 APP	9.11	12.2	90.12	70.6	141.66
11	182 APP	11.26	11.7	93.18	60.4	139.20
12	207 APP	15.31	11.6	99.09	56.9	250.47
13	232 APP	17.81	11.6	105.50	54.1	147.53
14	257 APP	20.91	11.6	112.65	52.1	173.43
15	282 APP	23.95	11.6	120.17	50.2	160.53
16	307 APP	26.87	11.6	127.65	47.8	147.50
17	332 APP	29.71	11.6	135.60	45.6	136.92
18	357 APP	32.26	11.6	144.63	44.5	115.67
19	382 APP	34.75	11.7	154.01	43.2	106.05
20	407 APP	37.26	11.7	163.33	41.4	102.69
21	432 APP	40.15	11.6	172.44	39.1	113.56
22	457 APP	42.87	11.6	182.27	37.2	102.44
23	482 APP	45.59	11.6	192.90	35.8	97.44
24	507 APP	48.37	11.6	204.08	34.4	94.81
25	532 APP	51.46	11.6	215.06	32.7	101.23
26	557 APP	54.35	11.7	228.85	32.6	88.92
27	582 APP	57.67	11.7	242.76	32.1	96.52
28	607 APP	60.31	11.8	256.45	31.2	73.22
29	632 APP	62.75	11.7	268.67	29.3	65.28
30	657 APP	65.10	11.7	283.92	28.7	59.56
31	682 APP	66.90	11.7	297.44	27.2	44.22
32	707 APP	68.79	11.8	314.19	26.8	43.96
33	745 APP	70.43	11.9	341.36	26.4	35.10
34	795 APP	71.83	12.0	380.66	26.1	26.83
35	845 APP	73.22	12.1	423.45	25.7	24.17
36	895 APP	74.61	12.3	469.88	25.3	21.84
37	945 APP	76.00	12.4	520.88	24.9	19.78
38	995 APP	77.39	12.5	574.12	24.6	17.96
39	1070 APP	80.18	12.7	662.44	24.0	31.24
40	1170 APP	82.94	12.9	793.40	23.2	26.21
41	1270 APP	85.75	13.1	938.01	22.5	22.28
42	1370 APP	88.53	13.2	1093.31	21.7	19.21
43	1470 APP	91.31	13.4	1254.63	21.0	16.82
44	1570 APP	94.10	13.6	1415.62	20.2	14.88
45	1670 APP	96.88	13.7	1568.45	19.5	13.46

120 - 170 } en del forskjell!
siste fraktion: 1128 (PROCESS)
siste fraktion: -1.3 (PROCESS)

200 - 250

170 - 210



Kristanne

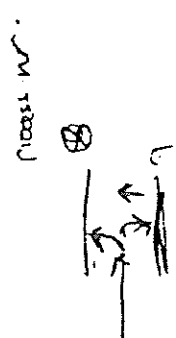
denne var metning liget. Det må jo (?) bare være en tilfældighed
 at den ikke er null (?) (NB! Specifiket i PROCESS-~~en~~nummering, bilag 2)

COLUMN PROFILES		LIQUID RATES		VAPOR RATES	
MAIN COLUMN		KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR
TRAY NO.	TEMP DEC C	KG/HR	KG/HR	KG/HR	KG/HR
0	32.00	10.719	4.600R	196.36	14205.06
1	130.73	1591.5	17530.06	1453.8	32027.06
2	154.77	1693.5	19559.06	3234.5	34104.06
3	162.35	1671.7	19824.06	3336.6	34321.06
4	167.23	1632.7	19754.06	3314.8	34195.06
5	171.58	1561.2	19292.06	3275.8	33789.06
6	176.92	1391.5	17761.06	3204.2	32400.06
7	186.67	847.83	11766.06	3034.5	8390.4
8	218.31	2808.0	65759.06	718.27	11588.06
9	225.31	3056.7	69287.06	919.18	15583.06
10	232.68	3284.4	72782.06	1167.8	10367.06
11	244.15	3359.8	76028.06	1375.6	22250.06
12	275.92	1888.8	54425.06	1470.9	

Process II

Process I

Liq dist: 139790 kg/h
 Vapor dist



(A) Specs B og T p
 Væbte er QD (1st) gift og dermed en del af refluxen,
 det lille bidraget fra QD (2nd) på 967 kg/h kan
 ikke være en betydelig

(sved
 etc)



CHEMSHARE REFFINE VERSION R.3019(01APR81) 02OCT81 12132110
 RAFFINOR PREFLASH TOWER. STATFJORD CRUDE. 1-11-2095R PAGE 23

----- SUMMARY OF PRODUCT TRP DISTILLATION -----
 (WATER-FREE BASIS) IN DEG C

PRODUCT	IHP	5	10	30	50	70	90	95	EP
1 OFF GAS	0	-205	-173	-76	-39	-0	34	57	92
2 STABILISED FEED	-43	0	0	60	92	114	139	149	150
3 TOPPED CRUDE	142	165	186	264	337	547	849	924	1000

Dv
DL
B

----- SUMMARY OF PRODUCT ASTM D-86 DISTILLATION -----
 (WATER-FREE BASIS) IN DEG C

PRODUCT	IDP	5	10	30	50	70	90	95	EP	GAP
1 OFF GAS	-201	-187	-173	-44	0	6	42	60	91	
2 STABILISED FEED	-1	16	26	74	96	111	131	139	148	-44
3 TOPPED CRUDE	168	183	196	264	329	510	790	829	867	44

Dv
DL
B

----- SUMMARY OF HEAT BALANCE -----

INPUT HEAT ENTHALPY	MMKJ/HR
FEED ENTHALPY DATA	
1 FEED	169.79
REFOILER DUTY DATA	
2 REFOILER	121.33
TOTAL	291.13

OUTPUT HEAT ENTHALPY	MMKJ/HR
CONDENSER DUTY DATA	
1 CONDENSER	80.128
PRODUCT ENTHALPY DATA	
2 OFF GAS	-91371-02
3 STABILISER FEED	-45.413
4 TOPPED CRUDE	191.25
5 WATER CONDENSED	-3.8468
HEAT REMOVAL DATA	
6 HEAT	71.956 (ytd)
TOTAL	294.08

↑ icke helt balanse!

BILAG 1
 Refine preffash



Refine Crude-kolonnen

BILAG 1
Refine mein

STA=32,3,2,2
 C-STRIPPER DETAILS
 LOC DRA STR=15,22,26
 LOC VAP STR=15,22,26
 C-
 C-PRODUCT NAMES AND FLOWRATES
 PRO GUE (KGMOL/HR)=0,378,41 } *markk*
 PRO (KG/HR)=0,243957
 PRO NAM = HEAVY NAPHTHA, KEROSENE, LGO, HGO, RESIDUE
 PRO STR GUE (KGMOL/HR)=493,1,644,187,8 } *markk*
 PRO STR (KG/HR)=75545, 134183, 50112
 DRY
 C-PUMPAROUND DETAILS
 C-LOC PUM=11,10,24,23
 C-HEA PUM (RTU/HR)=68,32E6, 72,98E6
 C-PRO PUM GUE (KGMOL/HR)=3018,0, 1618,0
 C-PRO PUM (KG/HR) = 442250, 406165
 LOC HEA = 11
 HEA (RTU/HR) = 68,32E6
 C-STEAM CONDITIONS AND INJECTION RATES
 C-STRIP RATES RESIDU 0,25 LB/GAL, OTHERS 0,2 LB/GAL
 LOC STE=33,36,38,40
 TEM STE(C)=4,368
 PRE STE(RAR)=42,67
 STE (KG/HR)=8042, 2217, 3802, 1380
 C-FIX OVERFLASH AT 20% REASON FEED (3.62)
 FIX LIQ (KGMOL/HR) 200,19,28,29
 FIX LIQ NET (KGMOL/HR) 150,23,24
 C-
 C-PRINTOUT CONTROLS
 REP=1
 PRO CUR=740
 HEA CUR = 250,425
 EFV
 MET UNI OUT
 PRE UNI OUT = BAR
 ENT UNI OUT=KJ
 MAX MAT = 2
 END

276°C, 3,146 L/hr (Va her metkoll ved 291°C - chus. niijer antefpi i forls)

ECHO PRINT OF INPUT DATA
 * RAFINOR CRUDE TOWER - STATFJORD - 1-11-20058
 C- TOPPED CRUDE ASSAY TAKEN FROM PROGRAM AEA001,STATFJORD,
 C- FINAL RUN - OUTPUT NAME H00560,
 C-
 C- THERMODYNAMIC OPTIONS
 DATA K KEY = 12
 DATA H KEY = 8
 C- FEED/DATA *cus*
 COM = 62,45,6,798
 FEE (KOM/HR) = 0, 0,0014,0,00005,0,0573,0,3849,1,6014,
 0,0603,2,35810,499,91,077,253,88,1308,7,
 4725,4,13049,17945,16690,614457,16777,19545,140675,
 18000,19351,21775,10176,10177,11718,11717,
 9391,9390,8771,8771,16914,
 13157,13014,12012,10213,10238,10262,10287,10312,
 20699,20799,20901,21004,21107,21212,21310,21425,
 2575,6
 CUT (F) = 121,158,182,207,232,257,282,307,332,357,382,407,432,457,
 482,507,532,551,563,576,588,601,613,626,638,
 657,682,707,745,795,845,895,945,
 995,1070,1170,1270,1370,1470,1570,1670,1770,1825,
 FEE COM GRA (SPG) = 6143,7002,7372,7509,7625,7706,7786,
 0,7893,
 7989,8042,8099,8182,8294,8386,846,8527,8619,
 8621,8626,8638,8654,8680,8716,8778,8812,
 8831,8919,894,8959,898,9002,9023,
 9045,9067,91,9144,9189,9234,928,9326,9372,9419,
 9446
 FEE COM MOL = 88,36,90,11,93,18,99,09,105,5,112,45,120,17,127,64,
 135,6,144,62,154,0,163,33,172,44,182,27,192,9,204,08,
 215,06,225,6,232,4,239,6,246,2,252,8,259,2,265,6,
 271,4,283,92,297,44,314,19,341,36,
 380,66,423,45,469,88,520,08,574,12,662,44,793,4,938,01,
 1093,31,1254,63,1415,62,1568,45,1704,24,1749,43
 C- TOTAL FEED = 543870 KG/HR = 1899,5 KMOL/HR = 611,12 M3/HR (NTP)
 C-
 C- COLUMN CONFIGURATION
 C- TOTAL CONDENSER, 3 SIDESTREAM DRAWS, 2 PUMPAROUNDS
 C- NOTE - TRAY NUMBERS IN ACTUAL TOWER ARE NUMBERED FROM BOTTOM TO
 C- TOP, BUT REFINE NUMBERS TRAYS FROM TOP TO BOTTOM,
 C- SEE SEPARATE SHEET FOR TRAY EFFICIENCIES USED.
 TEM FEE(C)=341
 PRE FEE(RAR)=2,55 *NS! Væske fra overflash*
 LOC FEE=29 *NS! Væske fra overflash*
 PUR=1 *Body sammensætning for BOPP (260,43°C)*
 C-
 C- COLUMN SPECIFICATIONS
 TEM PRO(C)=151,158,161,162,164,165,166,167,169,168,170,148,
 194,200,209,220,229,236,242,248,255,268,286,288,313,324,
 333,339,371,347,344,341, 199,191,182, 258,248, 316,306
 TEM TOP(C)=151
 TEM BOT(C)=341
 TEM FLA ZON(C)=351
 PRE TOP(RAR)=2,69
 DEL (RAR)=0,517, 0,062, 0,041, 0,041
 TOT
 TEM CON(C)=112

*dele hold
libet
bumpet
fra foregående
beregning.*

Body sammensætning for BOPP (260,43°C)
NS! Væske fra overflash
NS! Væske fra overflash
 ... (0,97 + 0,517) = 2,487



COLUMN PROFILES

MAIN COLUMN

TRAY NO.	TEMP DEG C	LIQUID RATES KG/HR	VAPOR RATES KG/HR
0	112.00	556.48	71961.
1	161.67	715.72	95933.
2	168.94	730.04	99451.
3	171.64	730.42	10012.06
4	173.36	727.34	10033.06
5	174.67	724.24	10039.06
6	175.76	721.08	10036.06
7	176.74	717.67	10026.06
8	177.67	713.71	10008.06
9	178.64	708.58	99777.
10	179.71	702.63	99438.
11	180.96	2166.4	30865.06
12	199.22	2385.3	34660.06
13	205.28	2340.5	34818.06
14	211.40	2242.0	34382.06
15	220.07	2144.4	34187.06
16	230.55	1422.4	23796.06
17	239.25	1369.4	23772.06
18	246.10	1321.9	23622.06
19	251.86	1264.0	23194.06
20	257.56	1180.6	22320.06
21	264.46	1051.5	20743.06
22	275.77	901.50	18917.06
23	291.99	726.00	11591.
24	293.86	726.00	17016.06
25	320.59	700.05	17646.06
26	332.05	602.41 (352)	15974.06
27	341.02	244.68	69353.
28	348.19	203.900 spec	19702.
29	360.73	517.60	28747.06
30	356.96	431.15	26856.06
31	354.73	391.86	25865.06
32	351.72	345.02	24491.06

heavy naphtha 35723

spec

spec

Steamer gas low temp (spec)

SIDE STRIPPER 1

TRAY NO.	TEMP DEG C	LIQUID RATES KG/HR	VAPOR RATES KG/HR
1	209.96	577.18	290.76
2	202.39	515.61	234.69
3	193.31	466.77	193.13

spec

spec



----- SUMMARY OF PRODUCT TBP DISTILLATION -----
 (WATER-FREE BASIS) IN DEG C

PRODUCT	18P	5	10	30	50	70	90	95	EP
1 HEAVY NAPHTHA	113	129	130	151	160	168	179	105	194
2 KEROSINE	156	169	177	194	208	222	241	248	259
3 LGO	196	223	237	264	283	303	329	342	353
4 HGO	259	282	300	330	348	365	391	408	426
5 RESIDUE	324	369	407	543	674	804	934	967	999

----- SUMMARY OF PRODUCT ASTM D-86 DISTILLATION -----
 (WATER-FREE BASIS) IN DEG C

PRODUCT	18P	5	10	30	50	70	90	95	EP	GAP
1 HEAVY NAPHTHA	137	147	150	156	161	167	174	179	180	
2 KEROSINE	181	189	192	200	208	217	231	237	248	10
3 LGO	226	247	253	268	279	293	313	325	335	10
4 HGO	287	302	312	329	339	351	371	387	403	-23
5 RESIDUE	294	328	355	477	595	712	829	855	881	-59

----- SUMMARY OF HEAT BALANCE -----

INPUT HEAT ENTHALPY

NO	ITEMS	MMKJ/HR
1	FEED ENTHALPY DATA	
	FEED 1	165,85
2	STEAM HEAT DATA	
3	STEAM 1	5,5863
4	STEAM 2	1,5539
5	STEAM 3	2,6410
	STEAM 4	0,95860
6	HEAT ADDITION DATA	
	HEAT 1	224,01 (CALCULATED)
7	TOTAL	400,60 (from 24)

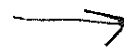
OUTPUT HEAT ENTHALPY

NO	ITEMS	MMKJ/HR
1	CONDENSER DUTY DATA	
	CONDENSER 1	82,260 (calc.)
2	PRODUCT ENTHALPY DATA	
3	HEAVY NAPHTHA	-6,0124
4	KEROSINE	4,6079
5	LGO	32,524
6	HGO	21,254
7	RESIDUE	101,30
	WATER CONDENSED	-31,205
8	HEAT REMOVAL DATA	
	HEAT 1	72,083 (from 11) (Q 11)
9	HEAT REMOVAL DATA	
	HEAT 1	63,754 (CALCULATED)
10	TOTAL	400,57 (from 24)

BILAG 1
 Refine mai

BILAG 2.
PROCESS
RIGOROUS

Brakes!



BILAG-2 (preflash)
Process preflash
med same YF for
som Refine.

Preflash-tårnet

Crude + f

ATA

```

TITLE PROBRIG-5, PROJECT=FW-R1, USER=SYS, DATE=18JAN1982
DESC PREFLASH AND CRUDE RIGOROUS CALCULATIONS
DESC CHECKING OF FOSTER-WHEELER CALCULATIONS OF OCT81
DESC ---- CHANGE DEFAULT TBPCUTS ----
DESC ---- SPEC = GAP ----
  RESTART NEW=1
  DIMENSION METRIC, PRES=BAR, ENERGY=KJ
  PRINT THP
  CALC TRANSPORT=2
COMPONENT DATA
  LIBID 1, WATER/2, N2/3, C2/4, C3/5, IC4/6, NC4/7, IC5/8, NC5
  TBPCUTS 52, 427, 27/649, 8/871, 4/1038, 3 $ EXTENDED TBP-CUTS!
THERMODYNAMIC DATA
  TYPE SYSTEM=BK10 $ K: BK10, H: JOHNSON-GRAYSON, S: CURL-PITZER, LIQD: API
STREAM DATA
  PROP STRM=1, TEMP=243, PRES=37.9, RATE(W)=681818, ASSAY=LV
  TBP STRM=1, TEMP=C, DATA=
    8.86, 75.0/ 11.1, 90.0/ 15.47, 105/ 18.1, 120./ *
    21.5, 135./ 25.9, 155./ 27.9, 165./ 29.9, 175./ *
    32.7, 190./ 35.3, 205./ 38.1, 220./ 41.4, 235./ *
    43.2, 245./ 48.1, 270./ 51.5, 285./ 54.6, 300./ *
    59.4, 320./ 60.8, 330./ 64.5, 350./ 65.8, 360./ *
    67.8, 375./ 69.2, 385./ 100., 1000.
  SPGR STRM=1, AVG=0.8347, DATA=*
    3.155, .6356/ 7.59, .6946/ 9.98, .7268/ 13.29, .7415/ *
    16.79, .7508/ 19.8, .7581/ 23.7, .7730/ 26.9, .7803/ *
    28.9, .7841/ 31.3, .7894/ 34.0, .7970/ 36.7, .8092/ *
    39.75, .8191/ 42.3, .8246/ 45.65, .8362/ 49.8, .8428/ *
    53.05, .8433/ 57.0, .8504/ 60.1, .8592/ 62.65, .8650/ *
    65.15, .8717/ 66.8, .8740/ 68.5, .8750/ 84.6, .9237
  LIGHTENDS STRM=1, BASIS=V, PERCENT=6.3, *
  COMP=2, 0.02/0.2/0.94/0.46/1.62/1.08/1.98
  PROP STRM=5, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1, 100, PHASE=V, RATE(W)=8042
  PROP STRM=6, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1, 100, PHASE=V, RATE(W)=1380
  PROP STRM=7, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1, 100, PHASE=V, RATE(W)=3802
  PROP STRM=8, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1, 100, PHASE=V, RATE(W)=2237
  PROP STRM=21, PRES=37.9, TEMP=243, COMP=1, 100, PHASE=V, RATE(W)=1654
  NAME 1, CRUDE-CHARGE/2, OFFGAS/3, LIGHT-NAPHTA/4, TOPPED-CRUDE/ *
    5, STEAM-RESID/6, STEAM-HGO/7, STEAM-LGO/8, STEAM-KERO/ *
    9, HEAVY-NAPHTA/13, ATMOS-RESID/12, HGO/11, LGO/10, KEROSENE/ *
    21, WATER-CRUDE/22, DEC-WAT-PREFL/23, DEC-WAT-CRUDE/ *
    98, VAP-PART-CRUDE/99, LIQ-PART-CRUDE
UNIT OPERATIONS DATA
  FLASH UID=F1, NAME=DUMMY
  FEED 1, 21
  PROD V=98, L=99
  TPSPEC PRES=2.95, TEST=220
  SPEC STRM=98, RATE=0.501833, REFFEED
  COLUMN UID=C1, NAME=PREFLASH TOWER

```

Bar township settles now need (cul. braker vikt 70)

SM
PROCESS INPUT LISTING - PAGE 2

PARAM TRAY=13 \$ 11 + TOTAL COND +REBOILER
 FEED 98.8 / 99.9
 PROD OV40=2, RTMS=4, LDRAW=3,1,1550, WATER=22,1,90
 COND TYPE=2, PRES=2.11, TEMP=32 \$ 2-PROD CONDENSER
 HEAT 1,1,-80 / 2,2,-71.956 / 3,13,121,33
 PRESS 2,2.319 / 13,3.146
 SPEC TRAY=1, PHASE=L, RATE(W)=967.47
 SPEC STRM=4, RATE(W)=543682
 VARI HEAT=1,23, DRAW=3
 TEMP 1,32 / 2,131 / 3,155 / 4,162 / 5,167 / 6,171 / 7,177/*
 8,187 / 9,218 / 10,225 / 11,233 / 12,244 / 13,275
 VAPOR 1,4.6 / 2,1654 / 3,3235 / 4,3337 / 5,3315 / 6,3276 / 7,3204/*
 8,3034 / 9,718 / 10,919 / 11,1168 / 12,1376 / 13,1471
 PRINT ITER=2, TRAY=3
 PLOT PROFILE

Exakt vand rettet
(3 feet)

2) SPEC TRAY=1, TEMP=32

SION DR81
 ULATION SCIENCES, INC.
 OJECT FW-81
 ROBLEM RIG-5

SM
 PROCESS
 UNIT 2 - C1
 SOLUTION

PAGE 37
 SIS
 18JAN1982

SOLUTION

I SUMMARY FOR COLUMN UNIT 2 - C1

PREFLASH TOW

1 TOTAL NUMBER OF ITERATIONS
 FAST METHOD
 SURE METHOD

0
 3

2 COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE BAR	NET FLOW RATES, KG MOL/HR			HEAT(COOL)ER DUTIES MM KJ /HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	
1	34.9	2.11	10.9			
2	132.9	2.32	1761.7	1659.0	1558.3M	-76.0445 -80
3	153.1	2.39	1790.7	3409.5		-68.8645 -72
4	161.5	2.47	1753.3	3438.8		
5	157.1	2.54	1702.6	3407.4		
6	172.0	2.62	1630.5	3350.8		
7	177.4	2.69	1488.7	3278.6		
8	196.0	2.77	988.7	3136.9		
9	215.5	2.85	2451.5	2636.8		
10	225.7	2.92	2795.9	591.9	3507.7M	
11	232.3	3.00	3078.2	936.4		
12	245.8	3.07	3229.6	1218.7		
13	281.6	3.15		1370.7		
						1859.6L 121.3300 (yd)

DECANTED WATER STREAMS

DECANT WATER STREAM 22 IS FROM TRAY 1

.898358+002 kmol/h

- SOLUTION

STREAM TBP/ASTM CURVES IN DEG C

STREAM ID	1	2	3	4
NAME	CRUDE-CHARGE	OFFGAS	LIGHT-NAPHTA	TOPPED-CRUDI
TBP AT 760 MM HG				
0 LV PERCENT	-54.5	-195.8	-85.7 ^{FW} -43	121.3 ^{FW} 142
5	34.4	-191.1	-17.8 0	163.4 165
10	82.3	-154.1	.2 0	184.5 186
30	175.7	-70.3	66.5 60	263.7 264
50	278.4	-35.4	92.1 92	335.8 337
70	401.0	-6.0	114.4 114	545.3 547
90	800.3	35.2	140.6 139	848.4 849
95	900.2	69.7	150.6 149	924.2 924
100	970.7	111.9	159.9 150	975.9 1000
TBP AT 10 MM HG				
0 LV PERCENT	-118.0	-219.6	-140.9	15.3
5	-51.6	-216.2	-90.9	48.4
10	-15.0	-191.5	-77.4	65.2
30	58.2	-129.6	-27.2	129.4
50	141.5	-103.9	-7.4	189.4
70	245.0	-82.1	9.9	373.0
90	617.1	-51.1	30.4	665.9
95	719.4	-24.7	38.2	744.7
100	794.3	8.0	45.6	799.9
ASTM D86				
0 LV PERCENT	-4.4	-153.4	-38.5 -1	150.9 168
5	62.4	-150.6	10.0 10	179.5 183
10	98.4	-129.6	22.9 26	193.9 196
30	182.3	-52.9	78.8 74	264.0 264
50	275.3	-28.5	95.4 96	328.5 329
70	384.0	-7.1	110.6 111	499.0 518
90	682.9	28.5	137.5 131	732.1 740
95	739.5	53.9	140.4 139	778.6 829
100	779.5	85.0	148.7 148	810.3 867
ASTM D1160				
0 LV PERCENT	-131.0	-199.8	-119.1	38.9
5	-71.5	-192.3	-94.7	54.8
10	-11.9	-184.7	-70.4	70.6
30	59.3	-125.6	-23.7	132.2
50	141.5	-103.9	-7.4	189.4
70	245.0	-82.1	9.9	373.0
90	617.1	-51.1	30.4	665.9
95	719.4	-24.7	38.2	744.7
100	794.3	8.0	45.6	799.9
ASTM D86 WITH CRACKING				
0 LV PERCENT	-4.4	-153.4	-38.5	150.9
5	62.4	-150.6	10.0	179.5
10	98.4	-129.6	22.9	193.9
30	182.3	-52.9	78.8	260.6
50	271.2	-28.5	95.4	318.1
70	360.2	-7.1	110.6	420.9
90	471.7	28.5	131.5	480.6
95	481.8	53.9	140.4	487.9
100	488.1	85.0	148.7	492.5

Fr
gar
ASTM
Control
vel T₈₀₀
PT:
=

VERSION D881

PROCESS
raolje-tårn

BILAG 2
CIG-SSI PROCESS mai
Lesning Crude Proce.

SM
PROCESS INPUT LISTING - PAGE 1

DATA FROM : FW.SSI

TITLE PROB=RIG-9, PROJECT=FW-81, USER=SIS, DATE=28JAN1982
DESC -- CRUDE RIGOROUS CALCULATIONS WITH SHORTCUT PREFLASH ---
DESC -- CHECKING OF FOSTER-WHEELER CALCULATIONS OF OCT81 ---
DESC ---- CHANGE DEFAULT TBPCUTS ----
DESC ---- SPEC : TBP(IP) FOR TOPPED CRUDE (PREFLASH) EQ. TO FIG-5 ----
DESC -- COLUMN BASED ON TRAY EFFICIENCIES RECOMMENDED IN MANUAL ---
DESC -- REMOVED THE TWO PUMPAROUNDS ---
RESTART NEW=1 SOLD=1
DIMENSION METRIC,PRES=BAR,ENERGY=KJ
PRINT TBP
CALC TRANSPORT=2
COMPONENT DATA
LIBID 1,WATER/2,N2/3,C2/4,C3/5,IC4/6,NC4/7,ICS/8,NC5
TBPCUTS 52,427,27/649,8/871,4/1038,3 \$ EXTENDED TBP-CUTS!
THERMODYNAMIC DATA
TYPE SYSTEM=BK10 \$ K:BK10, H:JOHNSON-GRAYSON, S:CURL-PITZEP, LI=D:API
STREAM DATA
PROP STRM=1, TEMP=243, PRES=37.9, RATE(W)=681818, ASSAY=LV
TBP STRM=1, TEMP=C, DATA= 6.31,60.0/*
8.86,75.0/ 11.1,90.0/ 15.47,105/ 18.1,120./*
21.5,135./ 25.9,155./ 27.9,165./ 29.9,175./*
32.7,190./ 35.3,205./ 38.1,220./ 41.4,235./*
43.2,245./ 48.1,270./ 51.5,285./ 54.6,300./*
59.4,320./ 60.8,330./ 64.5,350./ 65.8,360./*
67.8,375./ 69.2,385./ 100.,1000.
SPGR STRM=1, AVG=0.8347, DATA=*
3.155,.6356/ 7.59,.6946/ 9.98,.7268/ 13.29,.7415/*
16.79,.7508/ 19.8,.7581/ 23.7,.7730/ 26.9,.7803/*
28.9,.7841/ 31.3,.7894/ 34.0,.7970/ 36.7,.8092/*
39.75,.8191/ 42.3,.8246/ 45.65,.8362/ 49.8,.8428/*
53.05,.8433/ 57.0,.8504/ 60.1,.8592/ 62.65,.8650/*
65.15,.8717/ 66.8,.8740/ 68.5,.8750/ 84.6,.9237
LIGHTENDS STRM=1, BASIS=V, PERCENT=6.3,*
COMP=2,0.02/0.2/0.94/0.46/1.62/1.08/1.98
PROP STRM=5, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1,100, PHASE=V, RATE(W)=8042
PROP STRM=6, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1,100, PHASE=V, RATE(W)=1380
PROP STRM=7, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1,100, PHASE=V, RATE(W)=3802
PROP STRM=8, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1,100, PHASE=V, RATE(W)=2237
PROP STRM=21, PRES=37.9, TEMP=243, COMP=1,100, RATE(W)=1654
S ESTIMATES OF VAPOR FROM SIDE-STRIPPERS EQ. TO FEED STEAM
PROP STRM=18, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1,100, PHASE=V, RATE(W)=1380
PROP STRM=16, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1,100, PHASE=V, RATE(W)=3802
PROP STRM=14, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1,100, PHASE=V, RATE(W)=2237
NAME 1,CRUDE CHARGE/2,OFFGAS/3,LIGHT NAPHTA/4,TOPPED CRUDE/*
5,STEAM-RESID/6,STEAM-HGO/7,STEAM-LGO/8,STEAM-KERO/*
9,HEAVY NAPHTA/13,ATMOS RESID/12,HGO/11,LGO/10,KEROSINE/*
21,WATER-CRUDE/22,DEC-WAT-PREFL/23,DEC-WAT-CRUDE
UNIT OPERATIONS DATA
SHORTCUT UID=C1, NAME=PREFLASH TOWER

CALC MODEL=2 \$ NO REFLUX BETWEEN SECTIONS
 FEED 1,21
 PROD STRM=3, PRES=2.112, PHASE=M, RATE(M)=1525 \$ ONE DISTILLATE
 PROD STRM=4, PRES=3.146, RATE(W)=543682
 WATER 22
 COND TYPE=2, TEMP=32 \$ 2-PRODUCT CONDENSER
 \$SPEC IDNO=1, FINDEX=6 \$ 13 THEORETICAL STAGES
 SPEC STRM=4, TBP(IP)=121.3
 SPEC STRM=4, RATE(W)=543682
 COLUMN UID=C2, NAME=CRUDE UNIT
 PARAM TRAY=24
 FEED 4,22 / 5,24 / 18,19 / 16,16 / 14,11
 PROD OVHD=9,299.5, BTMS=13,345, WATER=23,1,852
 PROD LDRAW=19,20,180 / 17,17,600 / 15,12,452
 COND TYPE=4, PRES=1.84, TEMP=112 \$ TOTAL CONDENSER, SUBCOOLED
 \$ PA FROM=19, TO=18, RATE(W)=400000
 \$ PA FROM=9, TO=8, RATE(W)=444250 \$ DUTY GIVEN!
 HEAT 1,1,-82.3 / 2,8,-72.1 / 3,18,-63.8 / 4,22,224.01
 \$ HEAT 1,1 / 2,8,-72.1 / 3,18 / 4,22
 PRESS 2,2.09 / 24,2.607
 VARI HEAT=1,3,4 \$ FEED=5
 TEMP 1,112/2,162/3,170/6,179/8,183/9,198/11,215/16,266/17,279/*
 19,317/20,337/21,354/22,376/23,371/24,368
 VAPO 1,303.3/2,1691/3,1842/8,1824/9,3009/10,3529/11,3519/12,3108/*
 16,2677/17,2094/18,1921/19,2590/20,2505/21,2317/22,2007/*
 23,603/24,505
 \$ ESTI MODEL=2, CTEMP=112, RRATIO=1.8584
 SPEC STRM=9, RATE(W)=38723 \$ RATE HEAVY NAPHTA
 SPEC TRAY=17, PHASE=L, RATE(M)=68.116 \$ LIQ RATE UNDER SIDEDRAW 2
 SPEC TRAY=21, PHASE=L, RATE(W)=0.0362, REFS=4 \$ 3.62 WT% OVERFLASH
 PRINT ITER=2, TRAY=3
 PLOT PROFILE
 SIDESTRIPPER UID=S1, NAME=KERO SIDESTRIPPER
 PARAM TRAY=3
 FEED 15,1 / 8,3
 PROD OVHD=14, BTMS=10,467
 PSPEC TOP=2.323, DPCOL=0.062
 SPEC STRM=10, RATE(W)=75735 \$ RATE KEROSENE
 VARI FEED=15 \$ STEAM RATE GIVEN
 ESTI MODEL=1
 PRINT ITER=2, TRIAL, TRAY=3
 SIDESTRIPPER UID=S2, NAME=LGO SIDESTRIPPER
 PARAM TRAY=2
 FEED 17,1 / 7,2
 PROD OVHD=16, BTMS=11,615
 PSPEC TOP=2.440, DPCOL=0.041
 SPEC STRM=11, RATE(W)=134430 \$ RATE LGO
 VARI FEED=17 \$ STEAM RATE GIVEN
 ESTI MODEL=1
 PRINT ITER=2, TRIAL, TRAY=3
 SIDESTRIPPER UID=S3, NAME=HGO SIDESTRIPPER
 PARAM TRAY=2
 FEED 19,1 / 6,2
 PROD OVHD=18, BTMS=12,180
 PSPEC TOP=2.507, DPCOL=0.041
 SPEC STRM=12, RATE(W)=50197 \$ RATE HGO
 VARI FEED=19 \$ STEAM RATE GIVEN
 ESTI MODEL=1
 PRINT ITER=2, TRIAL, TRAY=3

I SUMMARY FOR COLUMN UNIT 2 - C2 , CRUDE UNIT

1 TOTAL NUMBER OF ITERATIONS 0
 FAST METHOD 6
 SURE METHOD

2 COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE BAR	NET FLOW RATES, KG MOLLS/HR			HEAT(COOL)ER DUTIES	
			LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	MM KJ /HR
1	112.0	1.84	552.0			303.5L	-78.6106 -82.3
2	161.7	2.09	676.8	1673.2		299.5 (299.5 alk mv)	
3	170.0	2.11	689.1	1818.0			
4	173.5	2.14	685.3	1830.3			
5	175.9	2.16	679.4	1826.5			
6	177.7	2.18	672.7	1820.6			
7	179.4	2.21	664.5	1813.9			-72.1000 (gilt)
8	181.2	2.23	2166.4	1805.7	1854		
9	201.1	2.25	2404.2	3307.6	3318		
10	208.0	2.28	2358.4	3545.5	3537		
11	214.8	2.30	2247.2	3499.6	3493 303.4V	636.9L	
12	224.2	2.33	1488.9	3085.0	3094		
13	236.1	2.35	1377.8	2963.6			
14	246.8	2.37	1284.4	2852.5			
15	256.4	2.40	1180.2	2759.1			
16	266.2	2.42	1038.8	2654.9	265 435.0V	815.3L	-74.1624 -63.8
17	279.2	2.44	68.1	2078.5	217		
18	296.5	2.47	837.9	1923.1	1988		
19	326.9	2.49	795.0	2692.9	2625 151.7V	242.6L	
20	341.2	2.51	369.3	2498.4	2452		
21	355.2	2.54	61.4	2315.2	2350		
22	376.1	2.56	518.7	2007.3	2065 1861.9L		
23	371.8	2.58	420.6	602.7	619	362.4L	
24	368.3	2.61		504.6	474 446.4V	345.0	

Temp:
 noe ulik i
 bun

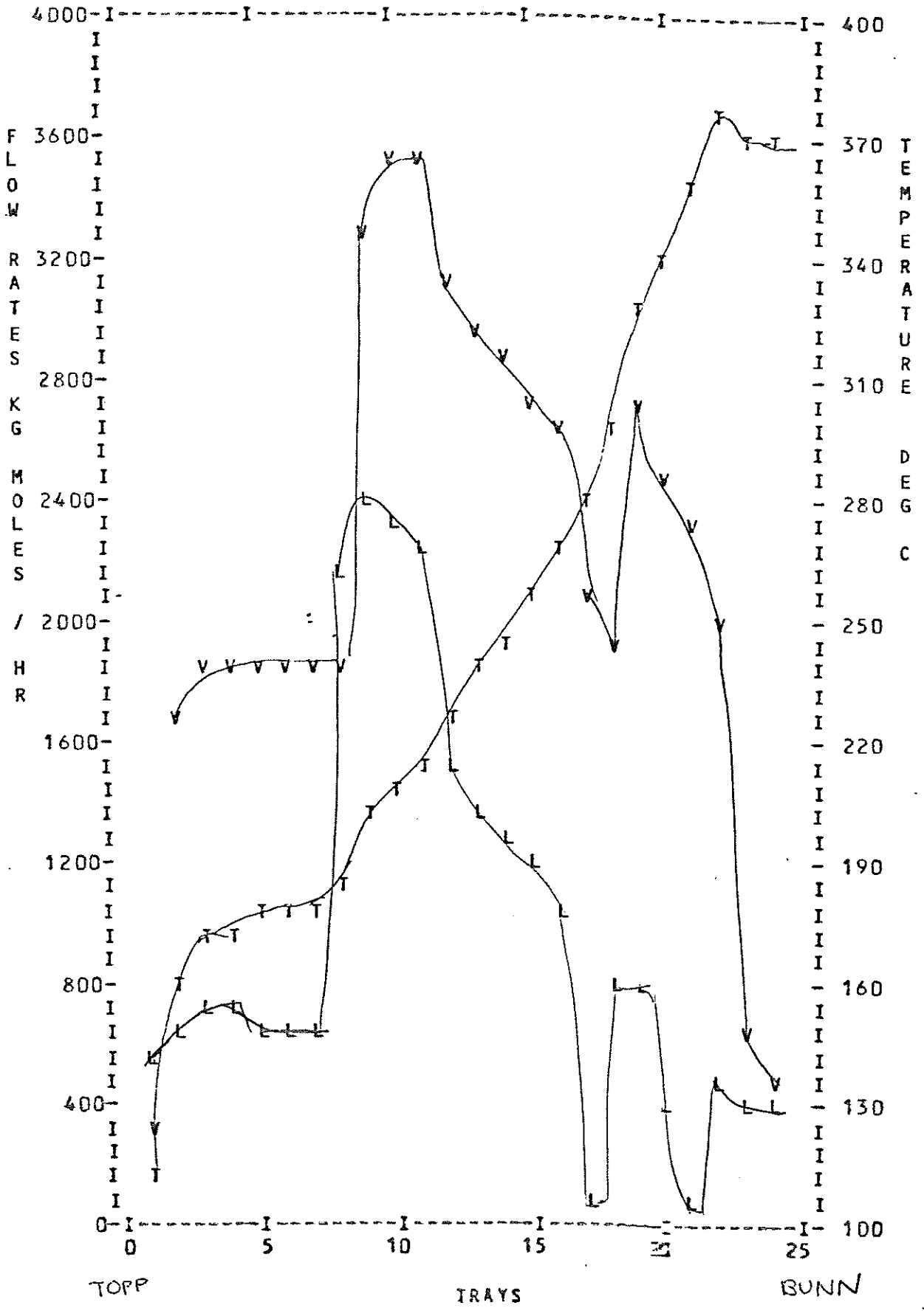
FW 63.9
 (Fig. sammen med stat)

Vapor:
 svart alk!

metre
 rotor
 her

224.1
 13.1 F
 skytter
 FW har om
 10

Ki har et
 Bugeti hell
 ventte Idrett



COLUMN FLOW RATE AND TEMPERATURE PROFILE

STREAM TBP/ASTM CURVES IN DEG C

STREAM ID	NAME	10 KEROSENE	11 LGO	12 HGO	13 ATMOS RESID
TBP AT	760 MM HG				
0	LV PERCENT	148.3	171.6	223.1	293.2
5		171.2	221.4	286.3	372.1
10		178.1	237.3	302.8	420.2
30		196.9	266.9	335.9	555.9
50		211.7	286.8	355.4	682.8
70		225.4	305.6	373.5	809.7
90		246.1	334.3	405.2	936.6
95		254.8	346.9	428.7	968.3
100		271.7	370.0	471.7	991.2
TBP AT	10 MM HG				
0	LV PERCENT	36.5	54.9	96.2	153.7
5		54.5	94.8	148.0	220.2
10		60.1	107.8	161.7	261.6
30		75.1	131.9	189.5	382.7
50		87.0	148.4	205.9	501.6
70		98.1	164.1	221.4	626.5
90		115.0	188.1	248.7	757.8
95		122.1	198.7	269.1	791.7
100		135.9	218.4	306.8	816.4
ASTM D86					
0	LV PERCENT	177.5	209.0	258.3	296.4
5		189.9	243.1	303.0	355.3
10		193.7	254.0	314.6	391.3
30		203.0	271.0	334.5	507.3
50		211.5	283.2	346.4	617.5
70		220.2	295.6	358.3	729.3
90		236.2	318.8	384.4	841.9
95		244.2	330.4	402.8	868.7
100		259.9	351.6	436.5	888.0
ASTM D1160					
0	LV PERCENT	53.2	79.9	117.2	130.7
5		59.3	97.4	143.1	194.8
10		65.4	114.8	168.9	258.8
30		77.5	135.0	192.5	381.3
50		87.0	148.4	205.9	501.6
70		98.1	164.1	221.4	626.5
90		115.0	188.1	248.7	757.8
95		122.1	198.7	269.1	791.7
100		135.9	218.4	306.8	816.4
ASTM D86 WITH CRACKING					
0	LV PERCENT	177.5	209.0	255.2	290.3
5		189.9	243.1	296.2	339.5
10		193.7	251.2	306.3	365.1
30		203.0	267.2	323.1	424.1
50		211.5	278.4	332.5	457.5
70		220.2	289.7	341.8	480.1
90		236.2	310.0	360.5	496.7
95		244.2	319.7	372.6	500.1
100		256.8	336.7	392.1	502.4

Process gir met kyppt H60

white
 324
 369
 407
 543
 674
 809
 934
 967
 999

granule

filter

filter

PROCESS
SHORTCUT

BILAG 3

Process
Shortcut,
both columns

SM

PROCESS INPUT LISTING - PAGE 1

shortcut I

TA FROM : fw.sc-4

TITLE PROJ=SC-4, PROJECT=FW-81, USER=SYS, DATE=14JAN1982
DESC PREFLASH AND CRUDE SHORTCUT CALCULATIONS
DESC CHECKING OF FOSTER-WHEELER CALCULATIONS OF OCT81
DESC ---- CHANGE DEFAULT TBPCUTS ----
DESC ---- SPEC = GAP ----

DIMENSION METRIC, PRFS=BAR, ENERGY=KJ

PRINT TBP

CALC TRANSPORT=2

COMPONENT DATA

LIBID 1, WATER/2, N2/3, O2/4, C3/5, IC4/6, NC4/7, IC5/8, NC5

TBPCUTS 52,427,271644,81471,411038,3 \$ EXTENDED TBP-CUTS!

THERMODYNAMIC DATA

TYPE SYSTEM=BK10 \$ K:BK10, H:JOHNSON-GRAYSON, S:CURL-PITZER, LIQD:API
STREAM DATA

PROP STRM=1, TEMP=243, PRES=37.9, RATE(W)=681818, ASSAY=LV

TBP STRM=1, TEMP=C, DATA= 6.31,60.7/*

8.86,75.0/ 11.1,90.0/ 15.47,105/ 18.1,120./*

21.5,135./ 25.4,155./ 27.9,165./ 29.9,175./*

32.7,190./ 35.3,205./ 38.1,220./ 41.4,235./*

43.7,245./ 48.1,270./ 51.5,285./ 54.6,300./*

59.4,320./ 60.8,330./ 64.5,350./ 65.8,360./*

67.8,375./ 69.2,385./ 100.,1000.

SPGR STRM=1, AVG=0.8347, DATA=*

3.155, .6356/ 7.59, .6946/ 9.98, .7248/ 13.29, .7415/*

16.79, .7508/ 19.8, .7581/ 23.7, .7730/ 26.9, .7803/*

28.9, .7841/ 31.3, .7894/ 34.0, .7970/ 36.7, .8092/*

39.75, .8191/ 42.3, .8246/ 45.65, .8342/ 49.8, .8428/*

53.05, .8433/ 57.0, .8504/ 60.1, .8592/ 62.65, .8650/*

65.15, .8717/ 66.8, .8740/ 68.5, .8750/ 84.6, .9237

LIGHTENDS STRM=1, BASIS=V, PERCENT=6.3,*

COMP=2,0.02/0.2/0.94/0.46/1.62/1.08/1.98

PROP STRM=5, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1,100, RATE(W)=8042

PROP STRM=6, PRFS=2.67, TEMP=368, COMP=1,100, RATE(W)=1380

PROP STRM=7, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1,100, RATE(W)=3802

PROP STRM=8, PRES=2.67, TEMP=368, COMP=1,100, RATE(W)=2237

PROP STRM=21, PRES=37.9, TEMP=243, COMP=1,100, RATE(W)=1654

NAME 1, CRUDE CHARGE/2, OFFGAS/3, LIGHT NAPHTA/4, TOPPED CRUDE/*

5, STEAM-RESID/6, STEAM-HGO/7, STEAM-LGO/8, STEAM-KERO/*

9, HEAVY NAPHTA/13, ATMOS RESID/12, HGO/11, LGO/10, KEROSENE/*

21, WATER-CRUDE/22, DEC-WAT-PREFL/23, DEC-WAT-CRUDE

UNIT OPERATIONS DATA

SHORTCUT UID=C1, NAME=PREFLASH TOWER

CALC MODEL=2 \$ NO REFLUX BETWEEN SECTIONS

FEED 1,21

PROD STRM=3, PRFS=2.112, PHASE=M, RATE(M)=1525 \$ ONE DISTILLATE

PROD STRM=4, PRES=5.146, RATE(W)=543682

WATER 22

COND TYPE=2, TEMP=32 \$ 2-PRODUCT CONDENSER

SPEC-IDNO=1, FINDEX=6 \$ 13 THEORETICAL STAGES

SPZC STRM=4, TBP(10)=121.3

SPEC STRM=4, RATE(W)=5436R2
 SHORTCUT UID=C2, NAME=CRUDE UNIT
 CALC MODEL=2 \$ NO REFLUX BETWEEN SECTIONS
 FEED 4,5,6,7,8
 PROD STRM=9, PRES=1.840, RATE(W)=58723
 PROD STRM=10, PRES=2.3855, RATE(W)=75545
 PROD STRM=11, PRES=2.4812, RATE(W)=134183
 PROD STRM=12, PRES=2.5479, RATE(W)=50112
 PROD STRM=13, PRES=2.6070, RATE(W)=243957
 WATER 23
 COND TYPE=4, TEMP=112 \$ TOTAL CONDENSER, SUBCOOLED
 \$
 \$ NS=NO.OF SPECS=(N-1)*2, N=NO.OF PRODUCTS=5; NS=8
 \$

SPEC STRM=13, RATE(W)=243957 \$ ATMOS RESIDUE
 SPEC STRM=10, RATE(W)=75545 \$ KEROSENE
 SPEC STRM=11, RATE(W)=134183 \$ LGO
 SPEC STRM=12, RATE(W)=50112 \$ HGO
 \$ SPEC STRM=9, DR6(S)=159 \$ HEAVY NAPHTA
 SPEC STRM=10, REFS=9, DR6(GAP)=5 \$ HEAVY NAPHTA-KEROSENE
 SPEC STRM=11, REFS=10, DR6(GAP)=8 \$ KEROSENE-LGO
 SPEC STRM=11, DR6(75)=335 \$ LGO
 SPEC STRM=12, DR6(90)=380 \$ HGO

} av. top = 54361

EXIT SSI*PROCESS.PROCAS

endres til:

SPEC IDNO=1, FINDEX = 5.33
 = 2 = 4.16
 = 3 = 2.09
 = 4 = 2.19

} for å bestemme mengder av hvert produkt for ny rørløp.

SHORTCUT DISTILLATION UNIT 1, C1 **PREFLASH TOW**

1 FEED STREAMS

FEED 1 IS LIQUID STREAM
 FEED 21 IS LIQUID STREAM

2 PRODUCTS AND NOS OF TRAYS AT TOTAL REFLUX

PRODUCT	MATERIAL BALANCES			SECTION	NO OF TRAYS
	KG MOLLS/HR	M KGS/HR	M ³ /HR		
3	1547.407	139.019	198.414	1	6.00 (ytd)
4	1849.910	542.828	620.110		
TOTAL	3417.517	681.847	818.524		6.00

FREE WATER IS STREAM 22 AT 90.165 KG MOLLS/HR

3 SPECIFICATIONS

PARAMETER TYPE	SPECIFICATION TYPE	SPEC VALUE	CURRENT VALUE	ERROR
SECT 1	NO OF TRAYS	.6000+001	.6000+001	.000
STRM 4	WT RATE	.5437+006	.5428+006	-.157-002

Feet 4.32 not
 vi specificite
 TBP(IP) = 121.3°C for
 top of crude
 - bottoming

SHORTCUT DISTILLATION UNIT 2, C2 **CRUDE UNIT**

1 FEED STREAMS

FEED 4 IS LIQUID STREAM FROM UNIT 1, C1
 FEED 5 IS VAPOR STREAM
 FEED 6 IS VAPOR STREAM
 FEED 7 IS VAPOR STREAM
 FEED 8 IS VAPOR STREAM

2 PRODUCTS AND NOS OF TRAYS AT TOTAL REFLUX

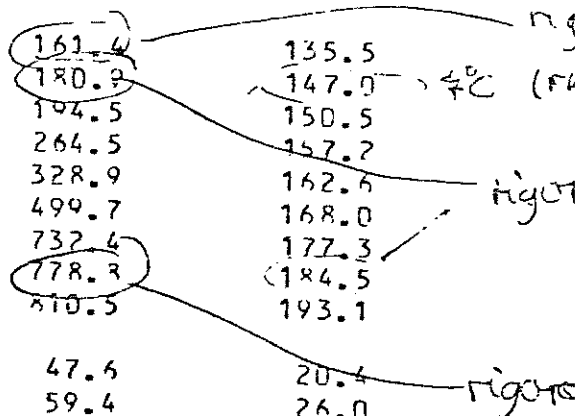
PRODUCT	MATERIAL BALANCES			SECTION	NO OF TRAYS
	KG MOLLS/HR	M KGS/HR	M ³ /HR		
9 TOP	299.914	39.113	50.152	1	5.33
10 KEO	454.283	75.545	93.778	2	4.16
11 LGO	576.197	134.180	159.165	3	2.09
12 HGO	148.631	50.112	58.010	4	2.19
13 BTM	355.504	243.960	259.003		
TOTAL	1854.529	542.910	620.109		13.77

FREE WATER IS STREAM 23 AT 853.410 KG MOLLS/HR

Reynold #
 Fenske-
 Hain

STREAM TBP/ASTM CURVES IN DEG C

STREAM ID	NAME	1	3	4	9
TBP AT	760 MM HG				
0	LV PERCENT	-54.5	-93.2	134.1	108.9
5		34.4	-19.4	164.2	130.4
10		82.3	-6	185.2	137.0
30		175.7	66.4	264.2	151.4
50		278.4	92.1	336.2	161.4
70		401.0	114.0	546.2	170.3
90		800.3	139.6	848.7	183.2
95		900.2	149.7	924.4	191.4
100		970.7	162.2	975.9	201.0
TBP AT	10 MM HG				
0	LV PERCENT	-118.0	-146.3	25.2	5.6
5		-51.6	-92.1	49.7	22.4
10		-15.0	-78.0	65.7	27.6
30		58.2	-27.3	129.8	38.9
50		141.5	-7.4	189.7	46.8
70		245.0	9.6	373.8	53.9
90		617.1	29.6	666.2	64.1
95		719.4	37.5	744.9	70.7
100		794.3	47.5	799.9	78.4
ASTM D86					
0	LV PERCENT	-4.4	-44.8	161.4	135.5
5		62.4	8.4	180.9	147.0
10		98.4	22.1	194.5	150.5
30		182.3	78.7	264.5	157.2
50		275.3	95.4	328.9	162.6
70		384.0	110.3	499.7	168.0
90		682.9	130.7	732.4	177.3
95		734.5	139.8	778.3	184.5
100		779.5	151.3	810.5	193.1
ASTM D1160					
0	LV PERCENT	-131.0	-127.3	47.6	20.4
5		-71.5	-99.1	59.4	26.0
10		-11.9	-71.0	71.2	31.6
30		59.3	-23.8	132.7	40.6
50		141.5	-7.4	189.7	46.8
70		245.0	9.6	373.8	53.9
90		617.1	29.6	666.2	64.1
95		719.4	37.5	744.9	70.7
100		794.3	47.5	799.9	78.4
ASTM D86 WITH CRACKING					
0	LV PERCENT	-4.4	-44.8	161.4	135.5
5		62.4	8.4	180.9	147.0
10		98.4	22.1	194.5	150.5
30		182.3	78.7	261.1	157.2
50		271.2	95.4	318.4	162.6
70		360.2	110.3	421.2	168.0
90		471.7	130.7	480.6	177.3
95		481.8	139.8	488.0	184.5
100		488.1	151.3	492.5	193.1



VERSION 0881
SIMULATION SCIENCES, INC.
PROJECT FW-81
PROBLEM SC-4

SM
PROCESS
SOLUTION

STREAM TBP/ASTM CURVES IN DEG C

STREAM ID	NAME	10	11	12	13
TBP AT	760 MM HG	KEROSENE	LG0	HG0	ATMOS RESID
0	LV PERCENT	FW			
0	LV PERCENT	154.4 ¹⁵⁶	200.5	210.8	280.1
5		170.8 ¹⁶⁹	229.8	280.4	375.6
10		177.3	242.1	297.9	425.1
30		194.1	268.3	331.7	557.7
50		210.6	288.4	352.6	684.1
70		223.9	307.4	371.7	810.5
90		243.7	338.6	400.7	936.8
95		252.7 ²¹⁸	351.9	420.0	968.4
100		272.3 ²⁶⁰	376.7	460.5	991.2
TBP AT	10 MM HG				
0	LV PERCENT	41.3	78.0	86.3	142.9
5		54.3	101.6	143.1	223.2
10		59.5	111.6	157.7	266.0
30		74.5	133.2	185.9	384.3
50		86.2	149.7	203.6	502.8
70		96.9	165.5	219.9	627.3
90		112.9	191.7	244.7	758.1
95		120.4	203.0	261.5	791.8
100		136.5	224.1	296.9	816.4
ASTM D86					
0	LV PERCENT	181.3	232.6	248.1	285.4
5		189.5 ¹⁸⁹	250.2 ²⁴⁷	297.9 ³⁰²	357.5 ³²⁸
10		192.8	257.9	310.5	395.0
30		202.2	277.4	331.0	508.7
50		210.5	284.6	343.8	618.5
70		218.9	297.3	356.6	729.9
90		234.0	322.9	380.7 ³⁷¹	842.2
95		242.4 ²³⁷	335.7 ³²⁵	395.8 ³⁸⁷	868.9 ⁸⁵⁵
100		260.7	357.6	429.0	888.2
ASTM D1160					
0	LV PERCENT	55.7	99.6	103.5	107.7
5		60.2	109.0	134.3	185.5
10		64.7	118.4	165.1	263.3
30		76.9	136.3	189.2	383.0
50		86.2	149.7	203.6	502.8
70		96.9	165.5	219.9	627.3
90		112.9	191.7	244.7	758.1
95		120.4	203.0	261.5	791.8
100		136.5	224.1	296.9	816.4
AST1 D86 WITH CRACKING					
0	LV PERCENT	181.3	232.6	248.1	280.4
5		189.5	247.8	291.7	341.2
10		192.8	254.9	302.8	367.5
30		202.2	268.5	320.2	424.6
50		210.5	279.7	330.5	457.7
70		218.9	291.1	340.5	480.2
90		234.0	313.4	357.5	496.8
95		242.4	323.4	368.1	500.1
100		257.5	341.2	388.0	502.4