

Laan van Westenenk 501
Postbus 342
7300 AH Apeldoorn

www.mep.tno.nl

T 055 549 34 93

F 055 549 32 01

info@mep.tno.nl

TNO-rapport

R 99/375

**Terugwinning van water en energie uit
ventilatielucht in de glastuinbouw met een
membraan-absorptieproces
Eindrapport**

Datum	september 1999	
Auteurs	Ir. J.H. Hanemaaijer Drs. L.H.J.M. Schneiders	
Met medewerking van	Dr.ir. H.F. de Zwart (IMAG) Dr.ir. G.P.A. Bot (IMAG)	
Projectnummer	27162	
Trefwoorden	- glastuinbouw - luchtdroging - membraan-absorptie - energiebesparing	
Bestemd voor	Novem Sittard Landbouwschap Priva Hortimati EnergieNed Gasunie	Ir. C.H.M.G. Custers Ir. J.P. van Nieuwkerk, Ir. F. Knol Dr.ir. J.J.W. Westra Ir. J.M. Jansen Dr. W.T.A. Borghols

Alle rechten voorbehouden.

Niets uit deze uitgave mag worden vermenigvuldigd en/of openbaar gemaakt door middel van druk, fotokopie, microfilm of op welke andere wijze dan ook zonder voorafgaande toestemming van TNO.

Indien dit rapport in opdracht werd uitgebracht, wordt voor de rechten en verplichtingen van opdrachtgever en opdrachtnemer verwezen naar de Algemene Voorwaarden voor onderzoeksopdrachten aan TNO, dan wel de betreffende terzake tussen de partijen gesloten overeenkomst. Het ter inzage geven van het TNO-rapport aan direct belanghebbenden is toegestaan.

Samenvatting

De continuïteit van de Nederlandse glastuinbouw in de toekomst hangt sterk samen met de mogelijkheden om het energieverbruik aanzienlijk te reduceren, liefst in gesloten teeltsystemen.

In een haalbaarheidsstudie is door TNO onderzocht of met behulp van een membraan-absorptiedroogproces (MAD) het mogelijk is om water en de daarbij behorende latente warmte van kaslucht over te brengen in een pekeloplossing en terug te winnen; waardoor – in periodes dat de kas voornamelijk met fossiele warmte wordt bedreven – het teeltsysteem op z'n minst gedeeltelijk gesloten zou kunnen worden.

De belangrijkste resultaten/conclusies zijn:

- Het MAD-principe van opname van vocht en latente warmte in decentrale membraan-absorbers, met centrale getrapte regeneratie, werkt op papier (als procesmodel).
- Bij toepassing van LiCl-oplossingen is het mogelijk om kaslucht van 20 °C dauwpunttemperatuur per cyclus voor ca. 37% te drogen, en de waterrijke pekkel te regenereren met invoer van slechts ca. 57% van de verdampingswarmte. Bovendien kan 94% van deze energie-input worden teruggewonnen in het CV-systeem van de kas (62°C); dit is een exergie-terugwinning van 32%.
- Een ruwe lay-out van het systeem voor een model-tomatenkas van 2 ha levert op: 50 absorberboxen à ca. 0.5 m³, per 400 m² opgesteld; aanvoer en afvoer van pekkel door kunststof leidingen (al dan niet geïsoleerd) boven of onder de grond; tweetraps-regeneratie buiten de kas, aangedreven door bijvoorbeeld WK- of ketel-warmte.
- Alternatieve state-of-the-art droogprocessen missen alle het voordeel van decentrale vocht-opname in eenvoudige units, met centrale regeneratie. Bovendien hebben ze het nadeel van een groter warmteverlies: direct (verwarming/bevochtiging van omgevingslucht) dan wel indirect (verwarming van kaslucht).
- Integratie van de MAD in het IMAG-KASPRO model laat echter zien dat het proces zoals nu voorgesteld “slechts” 17% energie bespaart, 15% water, en 25% CO₂-gift. Oorzaak is de beperkte inzetbaarheid, die naar blijkt vooral een gevolg is van het feit dat slechts ca. 10% van de gewasverdamping onafhankelijk van de temperatuur gedwongen wordt geventileerd.
- De investeringskosten voor een 2-ha kas worden in eerste schatting op Mf 1.8 begroot.

- Hoewel mede door de verbeteringen het proces kostenefficiënter kan worden ingezet, wegen naar huidige inschatting de beperkter baten naar huidige inschatting niet op tegen de kosten.

Aanbeveling

De gebleken relatie tussen vochtverwijdering en de kasttemperatuur maakt duidelijk dat een droogstelsel voor kassen altijd zal moeten worden gecombineerd met koeling van de kas. Dit laatste bleek in het verleden steeds te duur, vooral door de kosten van luchtverplaatsing en de relatief lage kasluchttemperatuur.

Aangezien bij inzet van de MAD al voorzien is in de luchtverplaatsing, deze bovendien verwarmd is (ca. 34°C), een absorberbox eenvoudig lijkt te kunnen worden uitgebreid met een (holle vezel) koelsegment, en het (warmer) koelwater via een eenvoudige, kleine koeltoren zou kunnen worden gerecirculeerd, lijkt het zeer de moeite waard om deze optie te doen onderzoeken.

Inhoudsopgave

	Samenvatting.....	2
1.	Probleemstelling en doel.....	6
2.	Beschrijving model-kas	8
2.1	Energiesituatie op macro-niveau	8
2.2	Aannames Modelkas.....	9
2.3	Aannames KASPRO-model van IMAG-DLO	10
3.	Procesontwerp en Procesoptimalisatie.....	14
3.1	Principe van de Membraan-Absorptie Droger (MAD)	14
3.2	Thermodynamisch procesmodel - fase 1	16
3.3	Eerste optimalisatie van het procesmodel	18
3.4	Eerste schatting van potentiële energiebesparing, waterbesparing en COP	21
3.5	Optimalisatie MAD proces.....	24
4.	Jaar-rond simulatie MAD	31
5.	Systeemontwerp en kas-integratie	33
5.1	Ontvochtigingscapaciteit	33
5.2	Absorberontwerp	33
5.3	Regenerator, warmtewisselaars	35
6.	Schatting van kosten en baten.....	36
6.1	Indicatie van de kosten	36
6.2	Indicatie van de baten.....	37
6.3	Kosten/baten gevoeligheidsanalyse.....	38
7.	Vergelijking MAD met alternatieve droogsystemen.....	39
8.	Conclusies	40
9.	Referenties	42
10.	Verantwoording	43

Inhoudsopgave (vervolg)

Bijlagen

1. Gegevens waterverbruik tomatenkas
2. Flowsheet thermodynamisch procesmodel
3. Dampspanningsgegevens van 3 typen pekels
4. Aspen data file: case 11
5. Aspen data file: case 12
6. IMAG-DLO rapportage
7. Informatie membraan-gasabsorptie modulen
8. Informatie enkele alternatieve droogsystemen

1. Probleemstelling en doel

De glastuinbouw tekent met een energiebehoefte van ca. 140 PJ voor ruim 6% van het totale verbruik van energie in Nederland.

De warmtebehoefte in de glastuinbouw wordt in belangrijke mate (circa 50%) bepaald door verdamping van water via de planten. In de huidige kassituatie wordt deze verdampingswarmte grotendeels door ventilatie naar buiten afgevoerd.

Een inventarisatie van het watergebruik in een tomatenkas (zie bijlage 1, bron: Proefstation Naaldwijk/Priva) leert dat in de 'koude periode' van half oktober tot en met half mei circa 2500 m³ water per hectare gedwongen wordt afgevoerd als ventilatielucht. Als deze waterverdamping geheel met stookwarmte is opgebracht (wat gedurende deze maanden grotendeels het geval is), dan wordt met deze ventilatie circa 190.000 m³ aardgas verbruikt per ha.

De totale waterverdamping is nog beduidend hoger, door condensatie aan de kaswand en door lekventilatie. Een globale schatting van het totale waterverbruik per ha. per jaar levert op:

- drainwater (niet nodig bij sluiting van het teeltsysteem)	3.000 m ³
- condensatie en lekventilatie	2.500 m ³
- drogen (gedwongen ventilatie)	5.000 m ³
- gewasgroei en overige	500 m ³

Totale waterverbruik per ha. per jaar	circa 11.000 m ³
---------------------------------------	-----------------------------

De totale waterverdamping is dus circa 7.500 m³ per ha. per jaar, waarvan het merendeel via stookwarmte is verkregen. De circa 430.000 m³ aardgas die per ha. per jaar wordt verstoekt in dit type kassen (zie bijlage 1) vindt vooral hier haar noodzaak.

Doelstelling

Het project mikt op het op papier uitwerken van een membraanabsorptieproces dat in staat is om zoveel water, met de daarbij behorende latente warmte, terug te winnen, dat een gesloten teeltsysteem mogelijk wordt (en als spin off een betere beheersing van CO₂, infectie etc. wordt verkregen). Op basis van te ontwerpen decentraal geplaatste membraanabsorbers en een centrale eenheid waar water en energie wordt teruggewonnen, zal een inschatting worden gemaakt van de netto kosten van het proces, opgebouwd uit investerings- en operationele kosten, versus de voordelen (gas/water/CO₂ besparing, COP, waterproductie effecten). In de evaluatie zullen tevens alternatieve systemen voor luchtdroging in kassen worden betrokken.

Opbouw van het rapport

Hoofdstuk 2 geeft een globale beschrijving van een model-tomatenkas op macro-niveau dat is toegepast voor het ontwerp van het droogproces en voor het uitvoeren van de eerste schattingen van kosten en energiegebruik. Tevens wordt het in de eindfase van het project toegepaste KASPRO-model van IMAG-DLO behandeld.

Hoofdstuk 3 beschrijft de resultaten van het procesontwerp, gebaseerd op een ontwikkeld thermodynamisch procesmodel. Op basis hiervan worden eerste schattingen van de potentiële energie- en waterbesparing afgeleid. Tevens wordt de optimalisatie van het basisontwerp van het droogproces behandeld.

Hoofdstuk 4 beschrijft de werking van de membraan-absorptiedroger in een jaar-rond-situatie, zoals door IMAG-DLO berekend door inbouw van een MAD-model in haar KASPRO-model van een tomatenteelt situatie in Nederland.

Hoofdstuk 5 beschrijft het ontwerp van het droogsysteem (de apparatuur), en de mogelijkheden tot integratie ervan in een kas.

Hoofdstuk 6 evalueert de mogelijke kosten en baten voor toepassing van het MAD-systeem in een model-tomatenkas, op basis van de resultaten van hoofdstuk 4 en 5.

Hoofdstuk 7 vergelijkt de werking en potentiële economie van de MAD met die van alternatieve droogtechnieken.

Hoofdstuk 8 geeft de conclusies en aanbevelingen, voortkomend uit dit onderzoek.

2. Beschrijving model-kas

2.1 Energiesituatie op macro-niveau

- Het totale energieverbruik voor de productie van warmte en CO₂ in de Nederlandse glastuinbouw wordt geschat op **136 PJ** (1994, totaal: 138 PJ). Dit komt bij een areaal van 10.000 ha neer op 13.6×10^6 MJ/ha.jaar, overeenkomend met een gasverbruik (31.65 MJ/m³) van 430.000 m³/ha.jaar.
- Het totale waterverbruik wordt geschat op 11.000 m³/ha.jaar, waarvan ca. 3000 m³ drain en ca. 7500 m³ verdamping (condensatie, lek-ventilatie en droog-ventilatie; zie 1.).
- Het energieverbruik in de glastuinbouw wordt vrijwel volledig bepaald door:
 1. het aanbieden van de verdampingswarmte ΔH_v ;
 2. het produceren van CO₂ (en verlies van warmte daarbij, als geen buffering plaatsvindt);
 3. het verlies aan voelbare warmte door luchtverversing tijdens drogen, lek-ventilatie en straling.Daarnaast wordt in toenemende mate elektriciteit gebruikt ten behoeve van lichtassimilatie, en wordt – vooral daar – WK-koppeling toegepast. Deze energiebehoefte/-productie wordt in dit rapport buiten beschouwing gelaten.

ad 1.

De totale verdampingswarmte, nodig voor 10.000 ha à 7500 m³/jaar verdamping à 2400 MJ/m³ is ca. **180 PJ**.

Als gesteld wordt dat 3500 m³ via 'CV-warmte' wordt verdampt, is het aandeel van ΔH_v in het totale energieverbruik van de glastuinbouw **84 PJ**, ofwel 62%.

ad 2,3.

Over blijft $136 - 84 = 52$ PJ voor het overige gebruik. Dit wordt voor een belangrijk deel veroorzaakt door verlies aan voelbare warmte tijdens de gedwongen ventilatie (van met CV-warmte verdampt water).

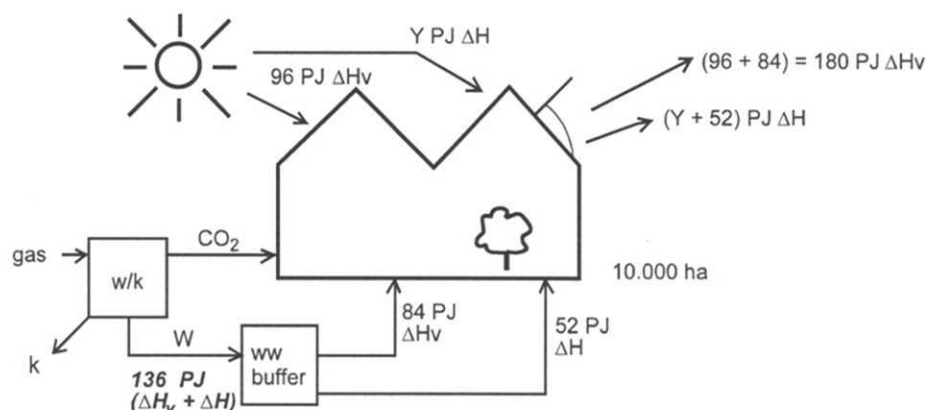
Een indicatief voorbeeld: Stel 2500 m³ van de 3500 m³/ha wordt door droog- en lekventilatie uitgewisseld met buitenlucht van 10 °C, 70% RV (NB: de overige 1000 m³ droogt door condensatie, met beperkt stralingsverlies van voelbare warmte).

Als de kas-lucht een dauwpunttemperatuur heeft van 20 °C, dient hiervoor minimaal 235.106 m³ lucht te worden uitgewisseld; het hieraan gepaarde verlies aan voelbare warmte ΔH is ca. **34 PJ**.

In deze macro-rekensom blijft vervolgens **18 PJ** over aan ΔH -verlies tijdens CO₂-productie, stralingsverlies en overige.

- De balans van hierboven is schematisch weergegeven in figuur 1.

Macro-situatie nu



Figuur 1 Globale macro-energiebalans glastuinbouw.

2.2 Aannames Modelkas

Als basis voor een eerste analyse van het energie-besparingspotentieel van de membraan-absorptiedroger is een sterk vereenvoudigde kas-situatie verondersteld, gebaseerd op de condities in een typische tomatenkas in de maand **april** (ref. 1, door Priva bewerkt; zie bijlage 1). Hieruit zijn – in overleg met Priva – de volgende uitgangspunten en randvoorwaarden afgeleid:

– Waterhuishouding: (per ha)	droog-ventielatie	758 m ³
	lekventilatie	111 m ³
	condensafvoer	90 m ³
	drain	412 m ³
	netto plant-opname	-
	totale watergift	1371 m³

- Doel is het in stand houden van een constante kas- en dauwpunttemperatuur: gesteld op $T_{kas} = 22\text{ °C}$, $T_d = 20\text{ °C}$.
Bij $P = 1.031\text{ bar}$ bevat de kaslucht dan $17.4\text{ g H}_2\text{O/m}^3\text{ lucht}$.
- Te drogen via gedwongen droging: $758\text{ m}^3/\text{ha.maand} = 25.3\text{ m}^3/\text{ha.dag}$.
NB: ook bij alternatieve droging zullen de lekventilatie en condens-afvoer van water zonder extra maatregelen weinig verminderen.
De droging vindt in april globaal gedurende 12 uren plaats. Als een ‘top-sinus’-curve hiervoor wordt verondersteld, kan de maximale waterafvoer $\varnothing_{max}$ ruwweg worden geschat op **3.0 m³/ha.uur** ($\varnothing_{gemiddeld} \sim 70\%$ van $\varnothing_{max}$).

- Bij een gemiddelde kashoogte van 4 m (inhoud 40.000 m³/ha) bevat de kaslucht in april totaal rond 0.7 m³ water/ha.
- De maximale watergift in een dergelijke kas, tijdens hoogzomer bij volgroeid gewas, bedraagt 7 l/m².dag ofwel 70 m³/ha.dag (bron: Priva). Bij een sinusvormige waterbehoefte bedraagt de maximale watergift dan ca. 6.7 m³/ha.uur; echter bij beduidend hogere kas- en dauwpunttemperatuur. Op de implicaties voor een dergelijke hoge watergift wordt ingegaan in h.5.
- Bij een gemiddelde luchtvochtigheid van 6.6 g/m³ lucht in de maand april (ref. 2) bedraagt het huidige benodigde ventilatievoud $58.6 \times$ de kasinhoud per dag, en maximaal $6.9 \times$ per uur.
(NB: tijdens hoogzomer kan dit oplopen tot 150 m³/m².uur ofwel $38 \times$ de kasinhoud per uur; dan echter meestal zonder verlies van veel primaire energie).

Bovenstaande gegevens zijn als invoer gebruikt voor de ontwikkeling van een thermodynamisch procesmodel en de daaruit afgeleide eerste schattingen van het energie- en waterbesparingspotentieel van de MAD (hoofdstuk 3).

2.3 Aannames KASPRO-model van IMAG-DLO

Na de inleidende fase van het project is door IMAG-DLO een vereenvoudigd proces model van de MAD ingepast in haar KASPRO-simulatiemodel.

Doel was de werking van een volledig in een kas geïntegreerde MAD te schatten in een jaar-rond -situatie, voor een standaard tomatenteelt in een enkel-glas Venlo kas.

KASPRO model

Het IMAG-DLO simulatiemodel KASPRO berekent een groot aantal energie- en massastromen in een “werkende” kas als functie van weersomstandigheden, kas-klimaat-regelacties en gebouw-eigenschappen.

De belangrijkste grootheden die in dit model een rol spelen zijn de kasluchttemperatuur, CO₂-concentratie en de luchtvochtigheid. De klimaatregelaar die aan het model gekoppeld is, probeert deze grootheden zo goed mogelijk in overeenstemming te houden met de setpoints die ervoor gesteld zijn. De tussenvoeging 'zo goed mogelijk' is geplaatst omdat, net zoals in een echte kas, de kasluchtcondities vaak aanzienlijk kunnen afwijken van de gewenste waarden (bijvoorbeeld in de zomer, wanneer het meestal veel warmer is dan het kasluchttemperatuur-setpoint). Vanuit de door het model berekende temperatuur, CO₂-concentratie en lichtintensiteit wordt volgens de gangbare fotosynthese-modellen (Gijzen, 1992) de CO₂-opname door het gewas berekend.

Naast de beschrijving van temperatuur, vochtigheid en CO₂-concentratie bevat het model nog een groot aantal andere grootheden en relaties. Hierbij moet worden

gedacht aan pijptemperaturen, de temperatuur van de bodem en het kasdek en de planttemperatuur.

Behalve het verloop van het kasklimaat berekent het model ook het dynamisch gedrag van de verwarmingsketel en de warmte-opslagtank.

Het buitenklimaat is natuurlijk een van de meest prominente invloedsfactoren. Daarom gebruikt het simulatiemodel uurlijkse weer-gegevens van de buitentemperatuur, de luchtvochtigheid, de diffuse en directe straling, de windsnelheid en de hemeltemperatuur (de hemeltemperatuur is een virtuele temperatuur die gebruikt wordt om het stralingsverlies naar de atmosfeer te berekenen). Nadere details van het model zijn uitgebreid beschreven door De Zwart [4].

In de modevaluaties die bij de ontwikkeling en het gebruik van KASPRO zijn uitgevoerd blijken de berekeningen zeer goed overeen te komen met gemeten waarden.

Omschrijving kasparameters

In de simulaties is uitgegaan van een Venlo-warenhuis met een poothoogte van 4 m. De kas is uitgerust met een enkelglas dek met een diffuse lichtdoorlatendheid van 79%. Van het licht dat door het kasdek binnenkomt wordt verondersteld dat nog eens 10% wordt onderschept door constructiedelen (pijpen, tralies, poten enz.). De totale diffuse doorlating komt daarmee op 71%.

De verwarming vindt plaats middels twee verwarmingsnetten, namelijk een buisrailnet bestaande uit vier 51-ers per kap en een tweede net, bestaande uit twee 28 mm pijpen per kap. Het maximale verwarmingsvermogen komt hiermee op zo'n 250 W/m². Er is geen energiescherm.

In de kas worden tomaten geteeld. De teelt duurt van 11 december (planten) tot 20 november (einde oogst). De eerste teeltweek worden dag- en nachttemperatuursetpoints van 20 °C aangehouden. Op 18 december wordt het dagtemperatuursetpoint een halve graad verlaagd naar 19.5 en het nachttemperatuursetpoint verlaagd naar 18.5 °C. Op 23 januari (6 weken na het begin van de teelt) worden beide setpoints nog eens een graad verlaagd. Overdag wordt het temperatuursetpoint lichtafhankelijk verhoogd met 2 °C over het zonstralingstraject van 100 tot 300 W/m² (buiten de kas gemeten).

De ventilatielijn staat 2.5 °C boven de stooklijn. Deze dode zone is wat groter dan gebruikelijk in de huidige tuinbouwpraktijk (meestal 1 of 1.5 °C). Deze band moest echter groot worden gekozen om dezelfde regeling toe te kunnen passen in de situatie met en zonder ontvochtiger. De ramen worden per graad overschrijding van de ventilatielijn 3° geopend. Indien de lijzijdige luchting meer dan 15° geopend is (dus bij een kasluchttemperatuur 5 °C boven de ventilatielijn), gaan de loefzijdige ramen meelopen.

In de berekeningen wordt geen minimumbuis toegepast. Een dergelijke instelling zou namelijk de resultaten vertroebelen omdat ontvochtiging dan voor een gedeelte ongecontroleerd (en misschien zelfs ongewenst) plaatsvindt.

In de referentie-situatie (zonder ontvochtiger) worden de ramen behalve op temperatuur ook geregeld op vocht. Dit betekent dat bij overschrijding van de ingestelde RV de lijzijdige ramen 3° per procent overschrijding geopend worden. Deze raamactie op vocht is groter dan in de praktijk gebruikelijk is. De regeling is desalniettemin zo geparametriseerd om een gelijkvormige frequentieverdeling van RV-waarden te krijgen in een kas met en zonder ontvochtiger. Indien er een ontvochtiger aanwezig is wordt deze middels een proportionele regeling bestuurd die de ontvochtigingscapaciteit van 0 tot 100% regelt over een RV-band van 10 procentpunten vanaf de ingestelde RV-grens. Deze band is ruim gekozen. Zou deze band krappere zijn genomen dan zou de ontvochtigingscapaciteit van de actief geregelde ontvochtiger veel groter zijn dan de passieve ontvochtiging door middel van het openen van ramen. Dit zou ertoe leiden dat, ondanks de grote proportionaliteitsfactor van de raamregeling de frequentieverdeling van de RV-waarden in een kas met ontvochtiger zeer sterk zou gaan afwijken van de frequentieverdeling van RV-waarden in de standaard-kas.

De CO₂-dosering vindt plaats door middel van slangen waardoor CO₂-rijke rookgassen worden geblazen met een maximale capaciteit van 125 kg CO₂ per hectare per uur (de CO₂ die vrijkomt bij een verbranding van 70 m³ per hectare per uur). CO₂-dosering vindt plaats vanaf zonsopkomst tot een uur voor zonsondergang zolang de concentratie lager is dan 700 ppm. Wanneer er een CO₂-behoefte is wordt de CO₂ in principe gewonnen uit de rookgassen van de recuperator. Als deze minder dan 125 kg CO₂ per hectare per uur produceren wordt het tekort aangevuld vanuit de ketel. Warmte-overschotten uit de recuperator of de ketel worden opgeslagen in een warmte-opslagtank van 80 m³ (per hectare). Is de warmte-opslag vol dan wordt de CO₂-dosering gestaakt.

Varianten

De varianten die zijn doorgerekend verschillen wat betreft aan te houden RV-grens en het gebruik van de ontvochtiger. Om een inschatting te kunnen maken van de hoeveelheid energie die gemoeid is met de vochtbeheersing in een standaard-kas zijn er drie varianten doorgerekend. De varianten verschillen wat betreft aan te houden RV-grens en het gebruik van de ontvochtiger. Om een inschatting te kunnen maken van de hoeveelheid energie die gemoeid is met de vochtbeheersing in een standaardkas worden in variant 1 de ramen geopend indien de relatieve vochtigheid (RV) in de kas boven 80% stijgt, en is in variant 2 dit criterium verruimd naar 85%RV, waardoor het minder vaak voorkomt dat de ramen op vocht worden geopend. In de derde variant 3 is de regeling op vocht uitgeschakeld.

De varianten waarin de ontvochtiger gebruikt wordt, kunnen worden opgedeeld in twee groepjes van twee. Voor variant 4 en 5 wordt de ontvochtiger alleen gebruikt indien de kasluchttemperatuur onder de ventilatielijn ligt. Dit om te voorkomen dat de warmteproductie van de ontvochtiger de kaslucht teveel zou opwarmen, wat als gevolg heeft dat de ramen openlopen en er CO₂ verloren gaat. In variant 6 en 7 wordt geen temperatuurcriterium aangelegd. Dit betekent dat in deze situaties de vochtbeheersing belangrijker wordt geacht dan de CO₂-concentratie.

De verschillen binnen de twee groepen hebben betrekking op de RV-grens. Deze is 80% in variant 4 en 5 (en dus vergelijkbaar met variant 1) en 85% in variant 6 en 7 (vergelijkbaar met variant 2).

Gebruikte weergegevens

Het simulatiemodel wordt gevoed met een typisch Nederlands buitenklimaat. Hiervoor is gebruik gemaakt van het SEL-jaar, een acroniem voor een set van geSElecteerde weergegevens. Het SEL-jaar is opgebouwd uit twaalf maandbestanden met gemiddelde uurwaarden voor de belangrijkste weergegevens. De maandbestanden zijn geselecteerd uit weergegevens van het KNMI voor De Bilt over de periode 1971 t/m 1980. Zo is de januari-maand van 1971 in het SEL-bestand opgenomen als typisch Nederlands weer in de maand januari. De maand februari in het SEL-jaar is afkomstig uit de meteogegevens van februari 1973. Het gebruik van het SEL-jaar heeft (boven het gebruik van gemiddelde weergegevens) het voordeel dat de dynamiek in het dagelijkse weer behouden blijft. Om een beeld te kunnen vormen van het weer zoals dat in het SEL-jaar is vastgelegd, zijn in tabel 1 de jaargemiddelden uit het SEL-jaar vergeleken met de jaargemiddelden over 1990 t/m 1994.

In vergelijking met de jaren '90 t/m '94 en met het langjarig gemiddelde leveren de weer-gegevens in het SEL-jaar een somber jaar. Alleen 1993 had met een gemiddelde lichtsom van $903 \text{ Jm}^{-2}\text{dag}^{-1}$ nog ongeveer 1% minder instraling. In 1990 was de globale straling met $999 \text{ Jm}^{-2}\text{dag}^{-1}$ het hoogste (9% meer dan in het SEL-jaar en 4% meer dan het langjarig gemiddelde).

Qua temperatuur stemt het SEL-jaar goed overeen met het langjarig gemiddelde. De vijf recente jaren zijn echter gemiddeld een stuk warmer, wat de stookbehoefte wat doet verminderen (zie de kolom graaddagen).

Tabel 1 Klimaatgegevens van het SEL-jaar, de jaren 1990 t/m 1994 en het lang-jarig gemiddelde over 1961-1990 voor De Bilt.

	Graaddagen/jaar		gem. temperatuur		gem. lichtsom	
	totaal	to SEL %	°C	t.o.v. SEL °C	$\text{Jcm}^{-2}\text{dag}^{-1}$	to SEL %
SEL	3195	-	9,4	-	915	-
1990	2678	84	10,9	1,5	999	109
1991	3163	99	9,5	0,1	946	103
1992	2821	88	10,5	1,1	978	107
1993	3077	96	9,6	0,2	903	99
1994	2834	89	10,6	1,2	925	101
langjarig	3201	100	9,4	0,0	960	104

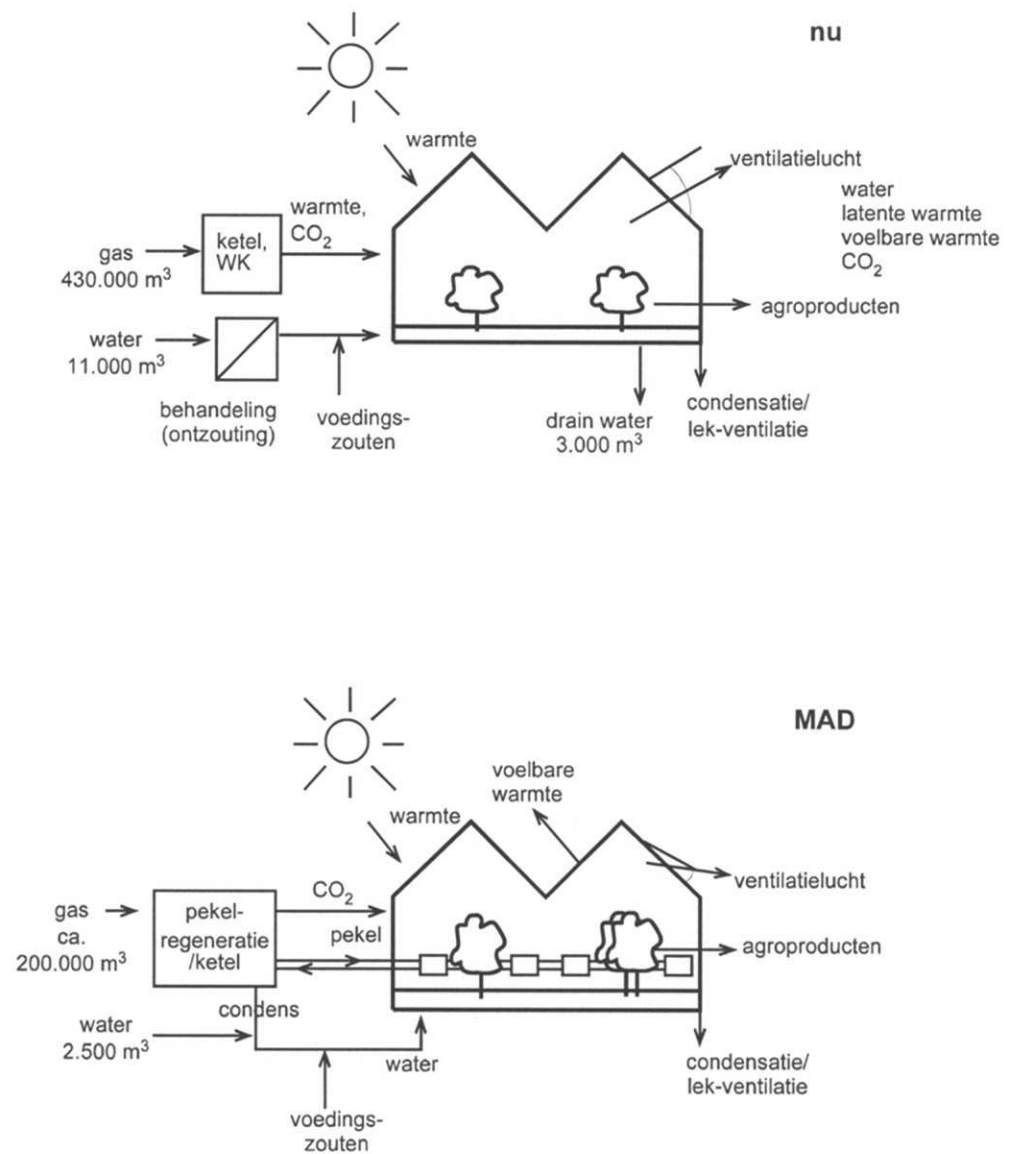
3. Procesontwerp en Procesoptimalisatie

3.1 Principe van de Membraan-Absorptie Droger (MAD)

Basis van de MAD is het hygroscopisch vermogen van sterk geconcentreerde oplossingen van zouten als lithiumchloride, lithiumbromide en dergelijke (zie bijlage 3 voor waterdampspanningsdiagrammen). Voorgesteld wordt een **decentrale** vochtopname, met een centrale pekeregeneratie. Dit houdt in dat de luchtbehandeling ter plaatse gebeurt, in kleine absorptie-units (geplaatst op de grond of eventueel opgehangen), en dat alleen de pekkel wordt getransporteerd in geïsoleerde kunststofleidingen. Deze laatste zullen weinig ruimte innemen, respectievelijk licht wegnemen. Dit betekent wel dat er veel absorptie-units nodig zullen zijn; daarbij gaat het om relatief eenvoudige, uit kunststof gefabriceerde holle vezel membraanmodules, uitgerust met een ventilator.

In principe komt het proces hierop neer, dat de absorptie van waterdamp in een pekkel zodanig wordt uitgevoerd dat vooral deze pekkel in temperatuur stijgt, en niet de lucht in de kas; althans niet in die mate dat gedwongen ventilatie nodig is. Bij de regeneratie van deze pekkel moet warmte worden toegevoegd. Het is echter de bedoeling dat deze warmte, inclusief die afkomstig van genoemde temperatuurstijging, wordt omgezet in nuttige energie; met name in de vorm van verwarmd water dat in warmtebuffers op daartoe geëigende tijdstippen weer voor de verwarming van de kas (dus voor de waterverdamping) kan worden toegepast, of eventueel ook buiten de kas van nut kan zijn.

Figuur 2 geeft schematisch de werking van het proces weer.



Figuur 2 Principe membraan absorptiedroger (MAD) in vergelijking met de huidige situatie (kas: 1 ha).

3.2 Thermodynamisch procesmodel - fase 1

Na diverse vingeroefeningen is een model opgesteld voor de beschrijving van de werking van een MAD-systeem in een kas.

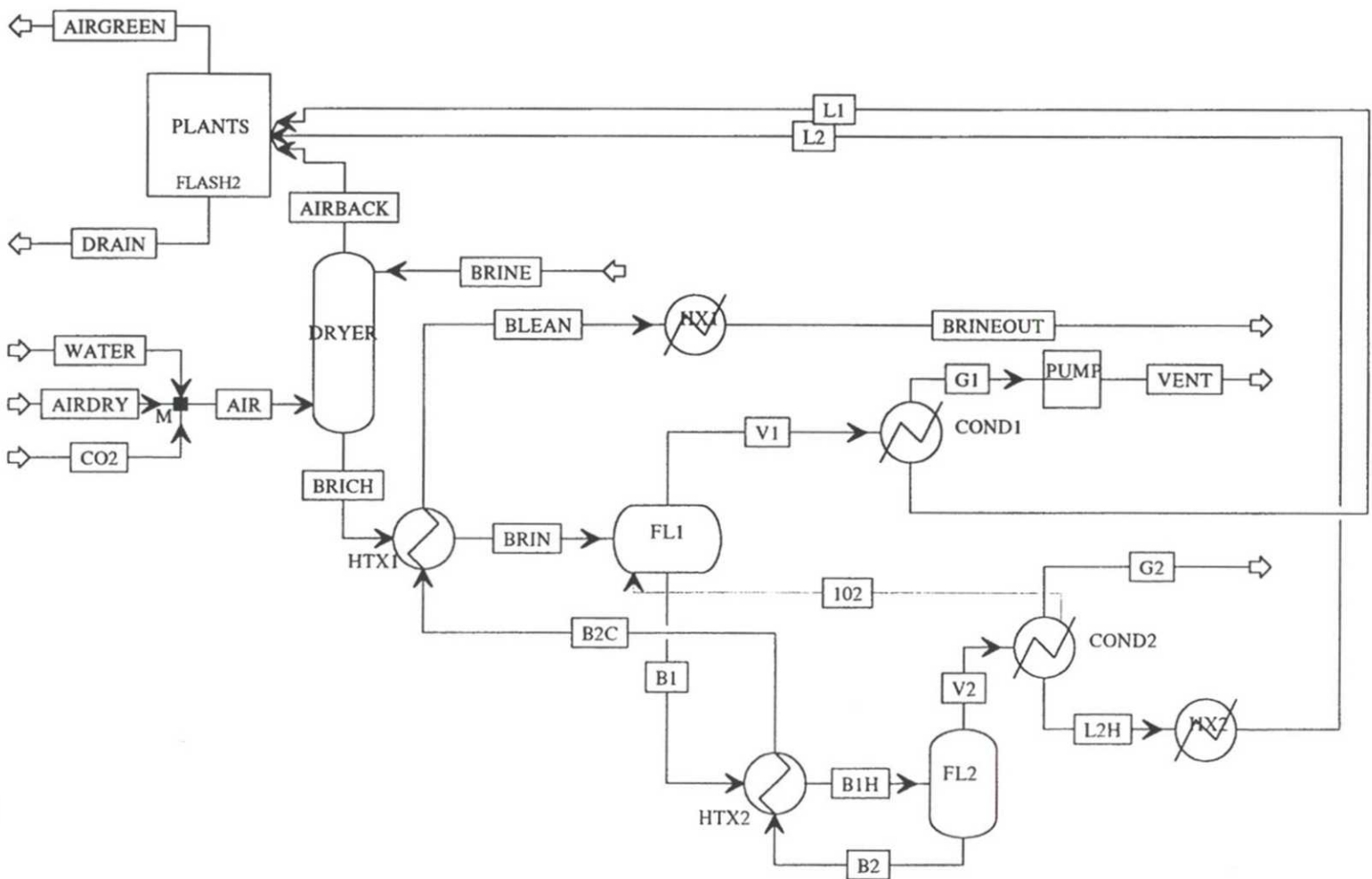
De MAD is hierin gemodelleerd met behulp van het bekende flowsheetingprogramma Aspen Plus, versie 9.2. Het model bestaat uit vier hoofdcomponenten.

1. **PLANTS/FLASH2:** Een model-kas à 1 ha, gemodelleerd als flasher waarin planten aangevoerde waterstromen en energie omzetten in waterdamp, zonder verlies naar de omgeving. eis aan de geproduceerde lucht AIRGREEN: $T_{\text{kas}} = 22\text{ °C}$; $T_{\text{dauw}} = 20\text{ °C}$; daarmee dienend als invoer voor de membraandroger.
2. **DRYER:** Gemodelleerd als meerschotelige (4-10 theoretische schotels) absorber, waarin de lucht (AIR = AIRGREEN; in het begin samengesteld uit droge lucht, water en 500 ppm CO₂) in tegenstroom met pekkel wordt gedroogd.
3. **FL 1/COND 1 en FL 2/COND 2**, ofwel een tweetraps flashverdamper/condensor, waarin de waterrijke pekkel BRICH weer tot de oorspronkelijke zoutconcentratie wordt geregenereerd. Uitgangspunt hierbij is dat 50% besparing op verdampingswarmte wordt gerealiseerd door COND 2 de energie-input voor FL 1 te laten verzorgen.
4. **Pekelcircuit**, waarin door middel van warmtewisselaars (NB: dit kunnen in de praktijk deels ook de kunststof buizen zelf zijn) ervoor wordt gezorgd dat warmteterugwinning/afvoer naar buffers plaatsvindt en de pekkel op invoertemperatuur in de droger wordt teruggebracht.

Figuur 3 geeft het basis-procesmodel schematisch weer.

Aan dit model zijn de volgende (vaak tegenstrijdige) wensen opgelegd:

- te behandelen luchthoeveelheid: zo klein mogelijk ($\geq 33\%$ droging per doorvoer);
- pekkeldebiet: laag (dus zo hoog mogelijke wateropname), teneinde de kosten van regeneratie te beperken;
- temperatuur uitgaande lucht: zo laag mogelijk ($< 40\text{ °C}$); vanwege
 - a. lokale effecten op de plant en
 - b. het doel om zo veel mogelijk verdampingswarmte de kas uit te transporteren via de pekkel;
- pekelt temperatuur-uit: zo hoog mogelijk (zie boven);
- pekelt temperatuur-in: gesteld op 25 °C ;
- zodanige uitleg van de regeneratie-indamper, dat de verdampingswarmte uit de tweede trap zonder recompressie bruikbaar is voor de volledige energiebehoefte van de eerste trap; eventueel ook als drietraps-systeem uit te voeren.



Figuur 3 *Aspen Plus Flowsheet van het membraan-droogproces voor kassen.*

3.3 Eerste optimalisatie van het procesmodel

Doordat de eerste resultaten een sterk tegenvallend beeld te zien gaven (zie hieronder), is in de eerste projectfase reeds gestart met de procesoptimalisatie naar peketype en procesomstandigheden.

Van groot belang voor de werking van het proces is de keuze van de hygroscopische zoutoplossing. Tabel 2 geeft een overzicht van het vermogen van een aantal zouten om de dampspanning van water te verlagen.

Tabel 2 Hygroscopisch vermogen van enkele verzadigde zoutoplossingen bij 25 °C.

Zout	Concentratie (wt%)	Relatieve waterdampspanning (%) ¹⁾
K ₂ Cr ₂ O ₇	13	98
KCl	26	84
NaCl	26	84
MgCl ₂	36	33
LiCl	46	11
NaOH	52	6
LiBr	70	5
Aronson (LiBr/ZnBr ₂ /CaBr ₂)	87	1,5

¹⁾ P/P° (x 100%); P = waterdampspanning; P[°]: van zuiver water.

Op grond hiervan, en van de veronderstelling dat aan de eerste vier wensen genoemd in 3.2 het beste voldaan wordt door keuze van een zo hygroscopisch mogelijke zoutoplossing, is gekozen voor het toepassen van zogenaamde Aronson pekkel: een mengsel van lithium/zink/calciumbromides in de molaire verhouding 1.2/1.0/0.3. Hiermee is in het verleden door TNO experimentele ervaring opgedaan voor het ontwateren van alcoholen in een membraanproces (ref. 3). In bijlage 3 zijn waterdampspanningsdiagrammen (Waterdampdruk versus zoutgehalte en temperatuur) opgenomen voor zowel deze Aronson pekkel als ook LiBr en LiCl pekels. De gegeven waarden zijn voorspellingen op basis van thermodynamische stofgegevens, en gevalideerd met behulp van literatuurgegevens.

Tabel 3 geeft een overzicht van de belangrijkste model-resultaten, afkomstig van een zevental geslaagde (qua input/output convergerende) Aspen Plus berekeningen.

Tabel 3 Aspen Plus cases met een 2-staps regeneratie: Tomatenkas/april: 1,19 m³/uur (zie aannames 2.2)

case, pekel	% water		Øpekel in (kg/sec)	Øair-in		Tuit (°C)		Flash 1			Flash 2			E _{ff} (kJ/kg)	doel
	in	uit		(kg/sec)	(m ³ /uur)	pekel	lucht	Flash (°C)	Cond. (°C)	E (kW)	Flash (°C)	Cond. (°C)	E (kW)		
Aronson pekel															
1 BASECASE	61.35	61.77	56.95	45.6	138,230	33.6	29.2	81.5	40	0	121	86.5	731	2211	pekel flow↓ lucht flow↓ ΔTlucht↓ lucht flow↓
2 BASEC-90	49.60	56.11	5.01	45.6	138,230	36.6	39.3	64.4	30	0	138	69.4	469	1419	
3 BASEC-80	14.24	17.29	9.08	33.74	102,390	43.7	44.9								
4 T MINAIR	36.6	38.3	12.3	83.0	252,000	30.5	30.8								
5 F MINAIR	15.6	18.6	9.23	35.2	106,850	43.8	42.7								
LiCl pekel															
6 (21/06)	58.0	68.37	1.01	67.48	204,800	29.0	33.6	47.8	30	0	138	50.3	429	1298	LiCl: pekelflow↓
7 (29/07)	62.82	66.75	3.0	67.48	204,800	31.5	33.1	49.6	29	0	137	52.1	439	1328	meer ΔHv- afvoer

Ten aanzien van deze cases golden de volgende overwegingen:

- Case 1** Uitgangspunt was 50% droging van de kaslucht per cyclus, tegen een opwarming ervan ≤ 30 °C. Uitkomst: een onrealistisch groot pekeldebiet (205 ton/uur), waardoor per cyclus ook relatief weinig water wordt opgenomen, hetgeen zich dan ook uit in hoge rendementsverliezen tijdens opwarmen/afkoelen in de regenerator.
- Case 2** Uitgangspunt: minimaal 90% reductie van het pekeldebiet. Dit blijkt inderdaad goed mogelijk, bij hetzelfde % luchtdroging, en leidt eveneens tot een beter energierendement. De uitgaande kaslucht neemt echter sterk in temperatuur toe, waardoor relatief veel van de afgegeven latente warmte (ca. 95%, ten opzichte van ca. 40% in case 1) als voelbare warmte terugstroomt in de kas.
- Case 3** Uitgangspunt: Minimaliseren van het luchtdebiet. Het bereiken van 67.5% droging blijkt in principe mogelijk; echter is hiertoe een hoger pekeldebiet nodig, van bovendien een zeer hoge zoutconcentratie. Dit laatste heeft een nadelig effect op zowel de regeneratie (zeer hoge temperaturen en/of zeer lage druk nodig) en de warmtehuishouding (lage soortelijke warmte, waardoor per saldo toch veel warmte, ca. 90%, overgaat naar de lucht die bovendien ongewenst heet wordt).
- Case 4** Uitgangspunt: Bereiken van zo laag mogelijke temperatuurverhoging van de gedroogde lucht. Hiertoe is zowel een ongewenst hoog pekeldebiet als luchtdebiet (droging slechts 27.5%) nodig. Het netto effect op de warmte-afvoer is hierdoor dan ook beperkt: ca. 85% blijft in de lucht.
- Case 5** Uitgangspunt: Hier is een 'open routine' toegepast waarin het primaire doel was: minimaliseren van het luchtdebiet. De resultaten blijken vrijwel overeen te komen met case 3: het % droging is hier ca. 65%.
- Case 6** Na een herevaluatie van eventueel toepasbare hygroscopische zouten is gekozen voor LiCl (LiBr gaf vergelijkbare tot slechtere resultaten als Aronson pekels).
- Uitgangspunt: geen primaire aandacht meer voor het maximaal krijgen van de warmte-inhoud van de uittredende pekels (vanuit de gedachte dat de verdampingswarmte meestentijds toch direct weer nodig is in de kas); en minimalisering van het pekeldebiet (uit economische en rendementsmotieven).
- Enigszins verrassend blijkt toepassing van LiCl een groot positief effect te hebben op zowel het pekeldebiet (met 3.6 ton/uur erg laag), de pekels-regeneratie (relatief lage kookpunten; NB: de temperatuur van FL 2 kan eventueel lager als een lichte onderdruk wordt toegepast) en ook op het totale energieverbruik (met 54% van ΔH_v dicht bij het voor deze confi-

guratie theoretisch minimum van 50%).

De kaslucht wordt in deze case ca. 34% gedroogd (tot een dauwpunt van ca. 14 °C).

Case 7 Uitgangspunt: pogen toch een significant gedeelte van de verdampingswarmte af te voeren naar de warmtebuffer. Dit blijkt drie maal (!) zeer beperkt mogelijk (ca. 6%; nog te optimaliseren) ten koste van een hoger pekeldebiet en iets lager energierendement.

Voorlopige conclusie: Toepassing van LiCl volgens **case 6** biedt vrij gunstige perspectieven voor het uiteindelijke ontwerp van een effectief en efficiënt droogstelsel.

De verhouding tussen de te drogen luchtstroom en de pekelse stroom is hierbij uitzonderlijk hoog: massa-ratio ca. 67; volume-ratio ca. 69.000 (!). Deze ratio's zijn wellicht wel in membraandrogers, maar zeker niet met conventionele scrubbers realiseerbaar.

Verdere optimalisatie dient zich te richten op mogelijke verlaging van het pekeldebiet, verhoging van de pekeltemperatuur en verdere verlaging van het energieverbruik. Hiervoor bestaan nog diverse aanknopingspunten: onder meer verhoging van de pekelsterkte, het beïnvloeden van de massa- en warmteoverdracht in het membraanabsorber-ontwerp en de mogelijkheid voor drietraps-regeneratie (eventueel eveneens uitgevoerd in een membraan-unit).

3.4 Eerste schatting van potentiële energiebesparing, waterbesparing en COP

Gebaseerd op de resultaten van **case 6** kunnen de volgende indicatieve schattingen worden gemaakt voor het energieverbruik van een 'membraandroog-kas'.

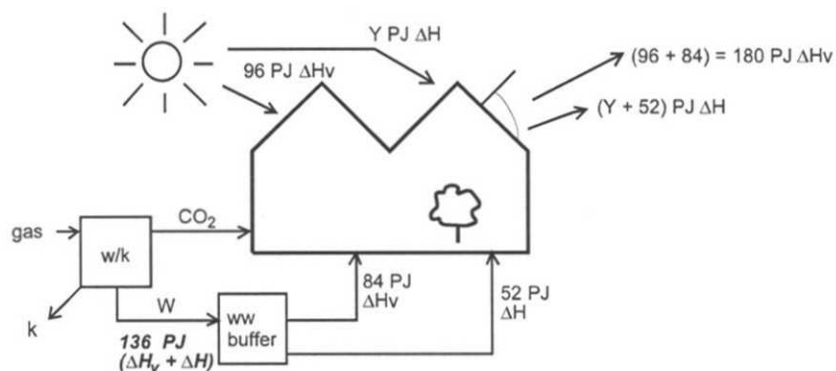
Macro-analyse Nederlandse glastuinbouw

Case 6 geeft een mogelijkheid aan om met een extern energiegebruik van $1298/2400 = 54\%$ van de verdampingswarmte (totaal 84 PJ, zie 2.1) dus met ca. **46 PJ**, het door CV-warmte aangedreven deel van een kas te bedienen. Aangezien de verdampingswarmte zelf hierbij in het kassysteem blijft, er geen voelbare warmte-uitwisseling door ventilatie naar de buitenlucht plaatsvindt en bovendien de 46 PJ merendeels via warmtebuffers teruggewonnen kan worden (zie h.5) lijkt deze energie-input ruim voldoende om de verliezen aan voelbare warmte (straling, lekventilatie) te compenseren. Dit zou resulteren in een potentiële energiebesparing van $136 - 46 = 90$ PJ, ofwel **66%**.

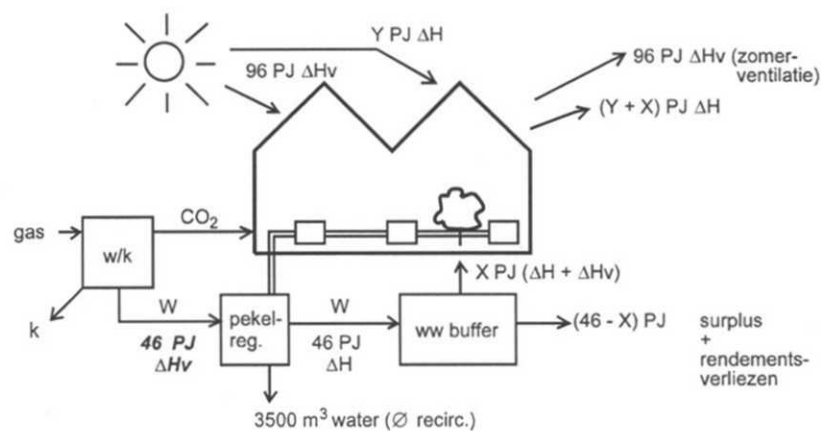
Hierbij dient wel te worden aangemerkt dat deze macro-analyse is gebaseerd op volledige inzetbaarheid van de MAD in de maand april, die tevens als typerend voor de jaar-rond-situatie is verondersteld (2.1). Dit is vanzelfsprekend een zeer grove benadering.

Figuur 4 geeft beide macro-situaties schematische weer.

Macro-situatie nu



Macro-situatie met inzet MAD voor droging van 3500 m³ water per ha. per jaar



$$\text{Besparingspotentieel: } 136 - 46 = \boxed{90 \text{ PJ}} = 66\% \\ = 286.000 \text{ m}^3 \text{ gas/ha.jaar}$$

ΔH_v = verdampingswarmte
 ΔH = voelbare warmte

Figuur 4 Macro-energiebalans glastuinbouw

Energiebesparing in 2 ha tomatenkas/april

Een globale schatting van het verlies aan voelbare en latente warmte geeft het volgende beeld:

- Berekend op de ingaande lucht, verwijdt de membraandroger volgens case 6 5.82 g water/m³ lucht (zie Tabel).
- Voor de maximale verwijdering van 6.0 m³ water/uur moet daartoe 1.030.000 m³/h lucht (286 m³/sec) worden behandeld.

Tabel 4 Kasluchtgegevens case 6.

	T (°C)	T _{dauw} (°C)	H ₂ O (g/m ³)	PH ₂ O (kPa)	H ₂ O (ingehend) (g/m ³)
ingehende lucht	22	20	17,40	2,37	17,40
uitgehende lucht	33,6	13,9	11,23	1,59	11,58

In Tabel is – zeer indicatief – een vergelijking gegeven van de energieverliezen van een ‘case 6’-membraandroger met die van de huidige praktijk van droogventilatie, de laatste bij vier hypothetische buitenlucht-condities. Optie HUIDIG-3 komt hierbij het meest overeen met de april-situatie.

Tabel 5 Globale schatting van het energieverlies in een model-tomatenkas van 2 ha, bij enkele aangenomen buitenluchtcondities in de maand april. Verwijdering van maximaal 6.0 m³ water per uur.

Optie	buitenlucht				Ø lucht		E verlies		E besparing (MAD %)
	T (°C)	T _{dauw} (°C)	H ₂ O (g/m ³)	RV (%)	(m ³ /sec)	vent. factor	latent (GJ)	voelbaar (GJ)	
MAD	-	-	-	-	286	13	65	-	-
huidig - 1	22	13,9	11,6	60	286	13	120	0	46
huidig - 2	13,9	13,9	11,6	100	286	13	120	100	71
huidig - 3	10	4,8	6,6	70	154	7	120	80	68
huidig - 4	10	-6,0	2,8	30	114	5	120	60	64

De energiebesparingspercentages komen gezien de nauwkeurigheid van de aannamen redelijk overeen met de macro-analyse: globaal dus tussen **65 en 70%**.

Coëfficiënt of performance (COP)

Een voor deze kas-situatie gedefinieerde COP – hoeveelheid in de kas gebrachte respectievelijk behouden energie, gedeeld door de ‘CV’ energie-invoer, komt macro-berekend uit op $(84 + 46) / 46 = 2.8$. Dit is ruimschoots boven de eis van minimaal 1.6.

Waterbesparing

Het water dat via de MAD uit de kaslucht wordt verwijderd komt als condensaat weer beschikbaar voor toevoer naar de kas.

Omdat dit water natrium-vrij is, zal de hoeveelheid drainwater ook sterk kunnen worden verminderd. Als aangenomen wordt dat het verlies van water via lek-ventilatie en wandcondensatie gelijk blijft, zou het waterverbruik met ca. 5000 m³ (drogen) plus ca. 1500 m³ (verminderde drain) kunnen worden gereduceerd: een potentiële besparing van ca. 59%.

Ook hierbij dient opgemerkt dat deze ruwe analyse is gebaseerd op een volledige, jaar-rond inzet van de MAD.

3.5 Optimalisatie MAD proces

Uitgaande van het op toepassing van lithiumchloride gebaseerde model voor de absorptiedroger (cases 6 en 7, tabel 3) is een gevoeligheidsanalyse uitgevoerd, gericht op de volgende aspecten:

- bereiken van hogere onttrekking van latente warmte uit de kas
- verdere verhoging van de lucht/pekkel flowverhouding
- verhoging van het droogpercentage van de lucht
- haalbaarheid van pekkelregeneratie via strippen in plaats van verdampen
- minimalisering van de energiebehoefte van de regeneratiestap.

De eindresultaten van bovengenoemde analyses zijn weergegeven in Tabel , als uitkomst van respectievelijk de cases 7, 8, 9, 10 en 11.

Case 12 integreert vervolgens al deze aspecten tot – voorlopig – “optimaal compromis”.

Tabel 6 Optimalisatie MAD-proces met behulp van ASPEN PLUS flowsheeting ¹⁾. Pekeltype: Lithiumchloride. Droging: globaal overeenkomend met de droogbehoefte van een 1 ha tomatenkas in april; luchttemperatuur 22 °C, dauwpunt 20 °C

case	LiCl pekelt (% w/w water)		Tuit (°C)		ratio lucht/pekelt (in, m³/m³)	luchtdroging per cycle (%)	ratio lucht/ verw. Water (m³/kg)	Flash 1 T (°C)	Flash 2 T (°C)	Flash 3 T (°C)	Cond. T (°C)	Energie (kJ/kg water)	ΔH_v afvoer naar pekelt (%)
	in	uit	pekelt	lucht									
6 (tabel 3) referentie	58,0	68,4	29,0	33,6	69080	33,4	172	48	138	-	30	1298	1,1
7 (tabel 3) meer ΔH_v naar pekelt	58,9	63,0	31,5	33,1	23180	33,6	171	50	137	-	29	1328	9,8
8 minimale pekelflow	56,0	70,74	28,0	34,1	104000	34,5	167	²⁾	²⁾	-	²⁾	²⁾	²⁾
9. minimale luchtflow	56,0	62,72	31,7	34,7	34450	37,3	154	53	142	-	29	1304	6,1
10. stripper regeneratie	56,0	63,05	31,5	34,6	36450	37,3	154	30	-	-	-	5650	ca. 5
11. (drietraps regeneratie) als 10, min. energiegebr.	56,0	62,73	31,7	34,7	34450	37,3	154	64	97	142	38 (47)	904	2,9
12. (optimum-MAD) als 10, met 60 °C-condensaat	56,0	62,73	31,7	34,7	34450	37,3	154	93	142	-	47 (62)	1331	1,1

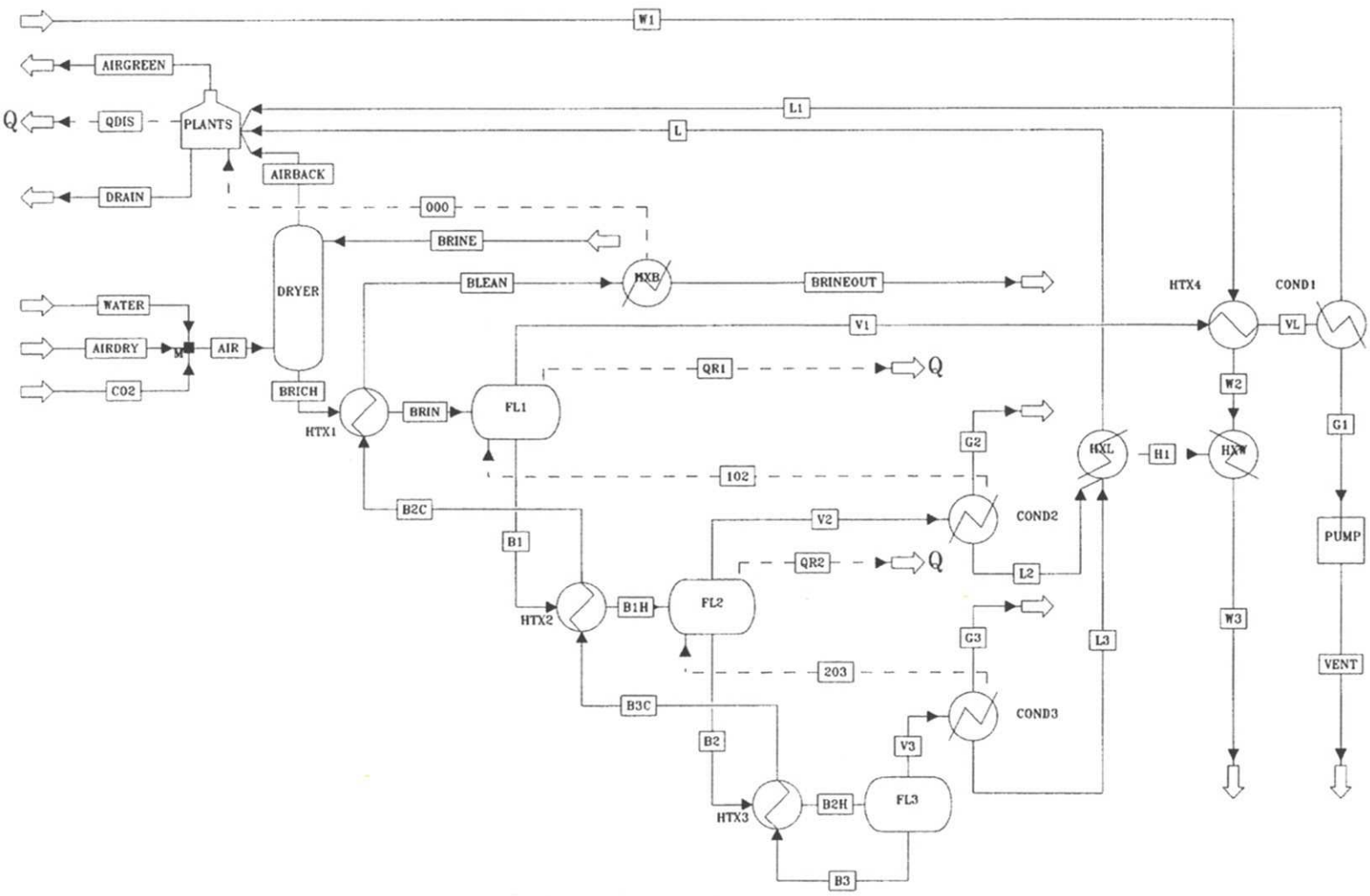
¹⁾ Versie 9.2

²⁾ Niet bepaald.

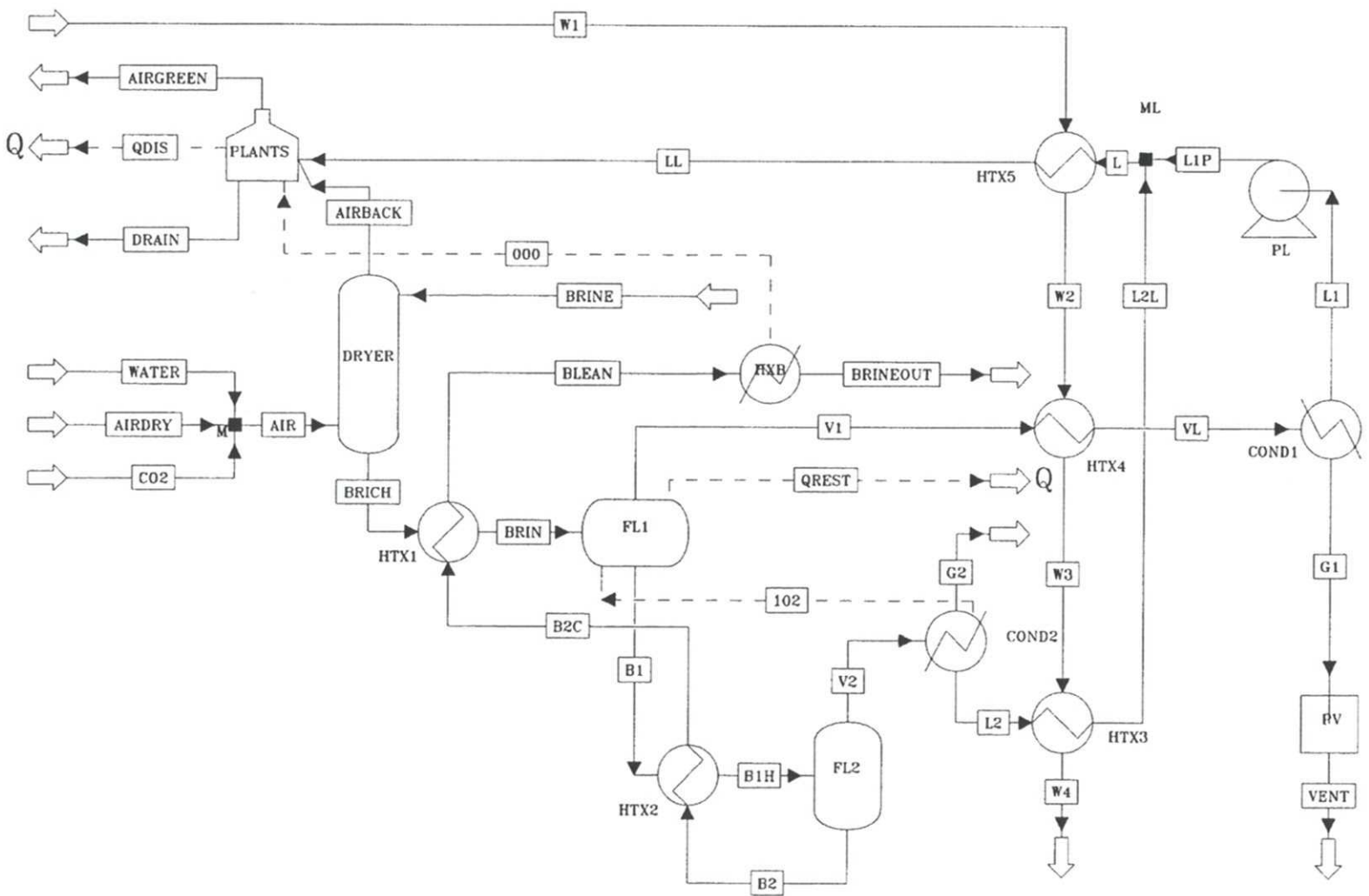
Ten aanzien van de cases in Tabel 6 golden de volgende overwegingen:

- Case 6** “Base case” uit eerste analyse (3.3); hieruit bleek dat toepassing van LiCl grote voordelen had t.o.v. andere pekeltypen t.a.v. de lucht/pekelflowverhouding (ertoe leidend dat bijna 99% van de vrijkomende latente warmte ΔH_v direct naar de droge lucht overgaat als voelbare warmte en dus weer door de planten dient te worden weggekoeld) en het energiegebruik.
- Case 7** Bij ongeveer hetzelfde droogpercentage als case 6 (33.6%, verwijdering van 1 kg water uit 171 m³ lucht) blijkt het ondoenlijk om veel verdampingswarmte uit de kas te onttrekken: 9.8% is mogelijk bij een ca. 3 maal hoger pekeldebiet. Omdat dit leidt tot hogere kosten (investering en energiegebruik) lijkt verdere verhoging van dit percentage geen goede route.
- Case 8** Verhoging van de ingangconcentratie van LiCl van 42 naar 44% (w/w) blijkt zeer voordelig: het pekeldebiet kan t.o.v. case 6 met nog eens een derde deel worden verlaagd. Hiermee komt de lucht/pekolverhouding op ca. 104.000; een record-waarde die ca. 200-500 maal hoger is als haalbaar met klassieke scrubbers. Naar verwachting zal verdere verhoging van het LiCl-gehalte leiden tot verdergaande verlaging van het pekeldebiet: gezien het gevaar voor kristallisatie (bij 10 °C bij ca. 46% w/w) lijkt dit echter niet verstandig.
- Case 9** Gezien de enorm hoge te realiseren lucht/pekkel ratio (case 8) lijkt een optimalisatie in de richting van verlaging van het luchtdebiet meer zinvol: dat kan leiden tot kleinere, eenvoudiger uit te voeren absorber-boxen (kleinere ventilator; lagere luchtsnelheid door de absorber, dus minder druk/energieverlies; meer een “box” dan een “raam”-configuratie). Met de huidige pekелconcentratie lijkt echter een verlaging tot ca. 154 m³ lucht per kg verwijderd water (37.3% droging) het minimaal haalbare niveau. Hiertoe dient het pekeldebiet weer met een factor 3 te worden opgevoerd; dit lijkt goed mogelijk, gelet op de nog steeds zeer hoge lucht/pekelflowverhouding van bijna 35.000. De tweetraps-regeneratie leidt tot een energiebehoefte van 1304 kJ per kg verwijderd water, ofwel 56% van de verdampingswarmte, op een niveau van 142 °C (N.B.: bij toepassing van onderdruk kan deze temperatuur wellicht nog worden verlaagd).

- Case 10** Deze case is met cases 11 en 12 het resultaat van een optimalisatie naar minimaal energiegebruik. Doel van case 10 is na te gaan of strippen met lucht buiten de kas een zinvolle optie is voor pekkel-regeneratie. Gerekend is met buitenlucht van 10 °C, 90% relatieve vochtigheid. Regeneratie tot de specificatie van 56% water vraagt onder deze omstandigheden een ca. 1½ maal hoger luchtdebiet als de kas-lucht, die bovendien tot 30 °C opgewarmd dient te worden. Met ca. 250% van de verdampingswarmte als energiebehoefte is dit daarmee geen haalbare optie.
- Case 11** Bij gelijke lucht/pekkel-flowverhouding blijkt het nog net mogelijk om de LiCl pekkel te regenereren in drie trappen in plaats van twee. De eerste regeneratie-trap levert oververhitte damp bij 64 °C, die condenseert bij 38 °C. Samen met andere warmtebronnen kan daarmee 830 kJ warmte (per kg verwijderd water) bij 47 °C worden teruggewonnen: dit is 92% van de netto energie-input (904 kJ/kg; echter te leveren op een niveau van 142 °C bij atmosferisch bedrijven van de derde regeneratie-trap). In exergie gerekend wordt daardoor slechts 22% van de exergie-input teruggewonnen.
Figuur 5 geeft het flowschema van deze optie; een uittreksel van de Aspen Plus- processimulatie is gegeven in bijlage 4.
- Case 12** Tijdens overleg met IMAG-DLO en projectpartners bleek dat restwarmte van 47 °C slechts zeer beperkt inzetbaar is in een kassituatie: het gewenste temperatuurniveau is 60 °C. Dit bleek inderdaad te realiseren: door verhoging van de kooktemperatuur van de eerste regeneratie-trap tot 93 °C kon de condensor-temperatuur tot 66 °C worden opgevoerd. Samen met andere warmtebronnen kan daarmee ca. 1250 kJ warmte per kg verwijderd water, ofwel 94% van de netto-energie-input (1331 kJ/kg, 142 °C) worden gebruikt om retour-CV water van ca. 40 °C op te warmen naar ca. 62°C. In exergie-termen betekent dit een terugwinning van 32%.
Figuur 6 geeft het flowschema van deze optie; een uitgebreid uittreksel van de Aspen Plus-processimulatie is gegeven in bijlage 5.



Figuur 5 Aspen Plus flowsheet voor een MAD proces volgens case 11.



Figuur 6 Aspen Plus flowsheet voor een MAD proces volgens case 12.

Conclusie procesoptimalisatie

Cases 11 en 12 geven beide een aanzienlijke verbetering van het MAD-procesconcept: Met een relatief zeer laag pekeldebiet kan lucht (dauwpunt 20 °C) voor 37% worden gedroogd, en is de energiebehoefte gereduceerd tot respectievelijk ca. 39% en 57% van de verdampingswarmte van het verwijderde water (zonder bijgaand verlies aan voelbare warmte). Bovendien kan in principe een groot deel van deze energie worden teruggevoerd naar het verwarmingssysteem van de kas: respectievelijk 92% en 94% (energie) of 22% en 32% (exergie).

De voor exergierugwinning gecorrigeerde energiebehoeftes komen daarmee op:

- case 11: ca. 700 kJ/kg water (30% van de verdampingswarmte); als echter de exergiewinning bij het (te lage) temperatuurniveau van 47 °C wordt verwaarloosd: ca. 905 kJ/kg water (39%);
- case 12: ca. 905 kJ/kg water (39% van de verdampingswarmte).

Aangezien de regeneratiestap voor het proces van case 11 complexer en daardoor duurder is, is besloten voor verdere evaluatie van de procesoptie van case 12.

4. Jaar-rond simulatie MAD

Een vereenvoudigde model voor de MAD is door IMAG-DLO ingepast in het KASPRO simulatiemodel, toegepast voor een standaard tomatenteelt in een enkelglas Venlo-kas. De uitgangspunten zijn beschreven in 2.3. De belangrijkste MAD-uitgangspunten voor dit model zijn:

- Vast luchtdebiet: 100 m³/m² uur
- Vaste pekelconcentratie: zoutgehalte neemt af van 44 tot 37% w/w
- Pekeldebiet: proportioneel geregeld
- Energiegebruik regeneratie: gesteld op 56% (Aspen: 55.5%) van de verdampingswarmte.
- Energieterugwinning: gesteld op 89% (Aspen: 93%), waarbij water van 40 tot 60°C (Aspen: maximaal 64°C) wordt opgewarmd.
- De opgenomen verdampingswarmte wordt direct, volledig afgestaan aan de kaslucht.

Verdere uitgangspunten, de resultaten en verklaringen zijn uitgebreid beschreven in de IMAG-DLO rapportage: zie bijlage 6.

Tabel 7 geeft een overzicht van de belangrijkste resultaten.

Tabel 7 Jaar-rond werking van een membraanabsorptiedroger (MAD): samenvatting van resultaten van variant 4 t.o.v. variant 1.

	Referentie (variant 1)	MAD (variant 4)	Vershil/besparing (%)
energieverbruik ketel/MAD (MW/m ² .jaar)	1685/0	1316/83	17.0
gewasverdamping totaal (kg/m ² .jaar)	678	662	2.4
condensatie	166	201	21.1
ventilatie/MAD	514	401/65	9.3
Raamstand totaal/vocht (%)	7.2/5.3	3.2/0	55.6
CO ₂ gift totaal/MAD (kg/m ² .jr)	28.3/0	16.5/4.6	25.4
CO ₂ concentratie (ppm)	555	556	0.2
Opgenomen CO ₂ (kg/m ² .jr)	9.15	8.96	-2.1
Opgenomen CO ₂ (%)	32.3	54.3	68.1

variant 1: standaard/regeling op 80% RV

variant 2: MAD/regeling op 80% RV, met uitschakeling bij te hoge kasttemperatuur

Discussie

De potentiële energiebesparing blijkt ondanks de sterk verbeterde energieterugwinning in de MAD zeer veel lager dan geschat op basis van de "april"-extrapolatie (3.4).

Verrassend is dat dit niet zozeer wordt veroorzaakt door de invloed van de koude wintermaanden, waarin ontvochtiging vooral door condensatie plaatsvindt en daarnaast veel energie nodig is om het verlies aan voelbare warmte te compenseren; deze veronderstelling lag oorspronkelijk ten grondslag aan het ondernemen van de jaar-rond-exercitie.

De belangrijkste oorzaak blijkt daarentegen te liggen in het feit dat het in het KASPRO-model, en blijkbaar in de praktijk, relatief weinig voorkomt dat de kasramen geopend worden voor afvoer van vocht alleen. Dit blijkt op te gaan voor slechts ca. **10%** (!) van de totale jaarlijkse gewasverdamping; het overgrote deel van het vocht wordt afgevoerd op momenten dat de ramen via een maximale-temperatuur-criterium worden geopend. Deze temperatuur is een gevolg van een combinatie van zonne-instraling, “minimumbuistemperatuur”, reguliere verwarming, CO₂-dosering en (in geval van de inzet van MAD) de afgifte van verdampingswarmte aan de kaslucht.

Gezien het voorgaande is het een opmerkelijke prestatie dat de beperkte inzet van de MAD (variant 4, waarbij het droogproces gestopt wordt zodra de ramen a.g.v. T_{max} geopend gaan worden) toch leidt tot **17%** energiebesparing. Dit kan worden toegeschreven aan verminderd verlies van voelbare warmte door de kleinere gemiddelde raamstand.

De raamstand verklaart ook de aanzienlijke besparing op CO₂ gift. Tegenvallend is verder het feit dat de CO₂ concentratie niet wezenlijk kan worden verhoogd; door de beperkte inzetbaarheid van de MAD tijdens lichtrijke zomerdagen blijkt de hoeveelheid opgenomen CO₂ door het gewas zelfs iets gedaald (bijlage 6, pag. 15-16). Een betere regeling (bijv. geen inzet 's ochtends in deze gevoelige periode) zal dit effect echter wellicht kunnen doen omkeren.

De volgende jaarlijkse besparingen volgen uit het KASPRO model (variant 4 versus 1):

1. Energie

Totaal 287 MJ/m² jaar (ca. 29 PJ, ofwel 1.3% voor de totale NL situatie). Omgerekend naar gas is dit **9.1 m³/m² jaar**.

2. Water

Meer condensatie: 35 kg/m².jaar; minder ventilatie: 113 kg/m².jaar; totale extra terugwinning **148 kg/m².jaar** (ca. 15% van het waterverbruik).

3. CO₂

Besparing op CO₂-gift door de ketel: **11.8 kg/m².jaar** (ca. 1.2 Mton, ofwel 0.8% voor de totale NL-situatie).

5. Systeemontwerp en kas-integratie

5.1 Ontvochtigingscapaciteit

Op basis van case 12 (3.5, tabel 6) en de werking daarvan in een kassituatie (4) is een globaal systeemontwerp gemaakt.

De hoeveelheid te verwijderen water met de MAD kan worden afgeleid uit figuur 3.4 van bijlage 6. Het blijkt dat de MAD in het KASPRO-model voornamelijk bij lage capaciteit werkte; voor ca. 75-80% van de totale vochtverwijdering is deze lager dan $30 \text{ mg/m}^2 \text{ kas.sec.}$ ($108 \text{ g/m}^2 \text{.uur}$).

Omdat aangenomen mag worden dat een groot deel van de inzet bij hogere capaciteit zich afspeelt bij een hogere kasttemperatuur, en dus bij een aanzienlijk hogere dampspanning (= drijvende kracht, zie 5.2), is het systeemontwerp hier uitgelegd op een verwijdering van **30 mg water/m² kas.sec. bij een dauwpunt van 20°C** (waterdampspanning $P_{\text{H}_2\text{O}} = 2.37 \text{ kPa}$).

Bij een percentage luchtdroging van 37.3% (case 12, tabel 6) betekent dit een luchtbehandeling van $16.65 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{.uur}$, ofwel een ventilatievoud van ca. 4/uur.

5.2 Absorberontwerp

Het benodigde membraanoppervlak wordt bepaald door de drijvende kracht: het dampspanningsverschil tussen lucht en pekkel, en door de overall stofoverdrachtscoëfficiënt.

Tabel 8 laat zien dat voor de drijvende kracht ΔP een gemiddelde waarde van 0.5 kPa kan worden aangenomen.

Zoals aangegeven in 5.1, kan ΔP sterk stijgen (met factoren!) bij hogere temperatuur: zie tabel 9. Bij hogere kasttemperatuur zal daardoor meer vocht kunnen worden verwijderd per absorber.

Tabel 8 Globaal dampspanningsschema voor de membraanabsorptiedroger

	lucht		ΔP_{H_2O} (kPa)	pekkel	
	temp (°C)	P_{H_2O} (kPa)		P_{H_2O} (kPa)	temp (°C)
IN	22	2.4	0.6	1.7	32
UIT	35	1.5	0.4	1.1	30
			0.7	0.8	25

Tabel 9 Dampspanning van ingaande lucht voor de MAD vs. temperatuur en vochtgehalte (kPa)

Temperatuur (°C)	Relatieve vochtigheid (%)	
	80	85
22	2.2	2.3
25	2.5	2.7
30	3.4	3.6
35	4.5	4.8

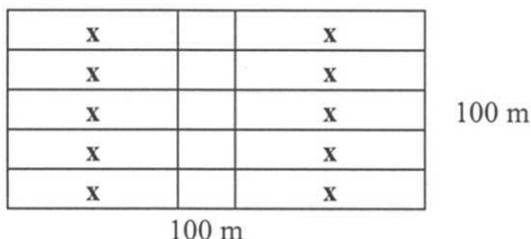
Voor de stofoverdrachtscoëfficiënt wordt een waarde van $8 \cdot 10^{-2}$ m/sec aangenomen. Inmiddels zijn nieuwe aanwijzingen verkregen dat deze waarde niet te optimistisch is. Bij TNO-MEP zijn inmiddels waarden tot $12 \cdot 10^{-2}$ m/sec experimenteel bepaald [5].

Met een gemiddelde temperatuur van 300 K wordt hieruit een dampflux van **289 mg water/m².sec** berekend (1.04 kg/m².uur).

Een verwijdering van 30 mg/m² kas.sec vraagt daarmee om **0.104 m² membraanoppervlak per m² kas.**

Membraan-absorptiedroger boxen (MAD-box) kunnen als volgt in een kas worden geplaatst:

- Eén box moet een oppervlak van 20 * 50 m (1000 m²) bestrijken; dus 10 boxen per ha, in twee rijen á 5, lijken voldoende.



- Plaatsing van de boxen: in principe bovengronds; ondergrondse plaatsing is mogelijk, maar zal extra voorzieningen vragen om vervuiling/verstopping van het membraanpakket te voorkomen.

- Eén box bevat ca. 165.500 membraanvezels; bij binnenafmetingen van het membraandeel van 1.2 x 1.2 x 0.4 m betekent dit een (zeer lage) pakkingdichtheid van 1%.
- Eén box bevat daarmee ca. 104 m² membraanoppervlak, en is geschikt voor de verwijdering van ca. 108 kg vocht per uur uit lucht met een dauwpunt van 20°C.
- Luchtdebiet per box: 4.63 m³/sec; ofwel een snelheid van 3.2 m/sec.
- Ieder box zal dienen te worden uitgerust met een ventilator; electriciteitsgebruik ca. 1 kW.
- Pekeldebiet per box: 0.13 l/sec; dit betekent dat bij een (lage) snelheid van 0.3 m/sec de pekelse stroom tot 10 maal kan worden geschakeld, wat een ruim voldoende tegenstroomeffekt garandeert.
- Het ruimtebeslag van de MAD-boxen in de kas is zeer laag: minder dan 0.05%.

5.3 Regenerator, warmtewisselaars

- De regenerator verwerkt in de standaard case nu totaal 0.6 kg pekels/m² kas.uur, waaruit dus 0.108 kg water wordt verwijderd in twee trappen (zie tabel 6 voor de condities).
- Uitvoering kan wellicht het meest economisch plaatsvinden als tweetraps thermosifon-reboiler unit, waarbij de eerste reboiler een condenserende buizen-warmtewisselaar is en de tweede direct gestookt wordt met aardgas (atmosferische ketel).
- Energieoverdracht: FL 1 en COND1 ca. 1290 kJ/kg water; FL 2 ca. 1330 kJ/kg water. Bij maximaal 30 mg/m² .sec betekent dit uitwisseling van 39 resp. 40 W/m² kas. Warmteuitwisselende oppervlakken zijn daarmee (ieder) ruim lager dan 4.10⁻³ m² /m² kas.
- Vloeistof/vloeistof warmtewisselaars HTX1 en HTX2: uitwisseling van respectievelijk ca. 20 en 16 W/m² kas; dit betekent een W.O. van ca. 1.10⁻² m² /m² kas. Deze kunnen worden uitgevoerd als (commercieel verkrijgbaar) PVDF of PTFE holle vezel warmtewisselaars.

6. Schatting van kosten en baten

6.1 Indicatie van de kosten

Absorberbox

De membraanvezels per box worden begroot op f 15 - 20 per m^2 (momenteel kleinschalig voor f 25 per m^2 verkrijgbaar): f 1600 - f 2100 per box. Overige materialen (polypropyleen platen, potting, lijm, appendages, aansluitingen etc.) zullen naar schatting eenzelfde bedrag vragen. Met ventilator, aansluitingen en marge wordt een prijs aangehouden van **f 8.000,- per box**; dit komt neer op f 77,-/ m^2 membraanoppervlak.

Bij grootschalige productie lijkt dit gezien de eenvoudige, lage-druk constructie een optimistische schatting (ter vergelijking: momenteel zijn 70 bar - bestendige membraanmodules voor omgekeerde osmose verkrijgbaar voor minder dan f 40,-/ m^2 membraanoppervlak).

Totale investering

Tabel 10 geeft een zeer globale schatting van de investeringskosten voor een 2-hectare kascomplex.

*Tabel 10 Ruwe MAD-investeringschatting voor een 2-hectare tomatenkas.
(Handmethode)*

eenheid	prijs per eenheid (kf)	aantal	module kosten (kf)	hand factor	totale kosten (kf)
absorberboxen	8.000	20	160.000	1,25	200.000
regenerator (kaal)	200.000	1	200.000	1,2	240.000
warmtewisselaars	33.000	3	100.000	1,2	120.000
pompen	10.000	3	30.000	1,33	40.000
totaal					600.000
onvoorzien: 20%					120.000
totale 'kale' investering					720.000
installeren, automatisering, overige kosten: 50%					360.000
Schatting totale investering					1.080.000

Kapitaal- en proceskosten

De totale investeringskosten zullen dus indicatief ca. f 54,- per m^2 kas bedragen. Voor de kapitaalkosten wordt gerekend met een annuïteit van **16%** als hoge schatting (8 jaar afschrijving, 6% rente) en **12%** als lage schatting (12 jaar afschrijving, 6% rente).

Voor de operationele kosten wordt eenvoudig een bedrag van **4%** van de investering gereserveerd (voor onderhoud, extra kosten, etc.). De overige proceskosten (met name energie en bediening) worden gelijkgesteld aan die van de huidige kas-situatie, en voor zover als besparing relevant (met name energie) verdisconteerd in de baten.

Hiermee komen de totale investerings- en operationele kosten van de MAD (indicatief!) op ca. **f 8.50 - 11.00 per m² kas per jaar**.

6.2 Indicatie van de baten

Energie

Een energiebesparing van 17% (h.4) resulteert in een vermindering van het gasverbruik met 9.1 m³ per m² per jaar (2 ha. kas: 182.000 m³). De gasprijs wordt momenteel (inclusief heffingen) gesteld op 24 cent/m³, oplopend (?) in de toekomst. Baten: **f 2.20/m².jaar** (2 ha. kas: f 44.000/jaar).

Water

Besparing van 0.15 m³ verdampingswater per m² per jaar (h.4): geen reductie van drainwater wordt verondersteld. Bij een waterprijs van f 2,-/m³ (inclusief behandelingskosten) zijn de baten **f 0.30/m² jaar** (2 ha. kas: 3000 m³; f 6.000,-/jaar).

CO₂

CO₂ wordt behouden door de aanzienlijke vermindering van uitwisseling met buitenlucht. De besparing bij 10% inzet (h.4) is berekend op 11.8 kgCO₂ per m² per jaar. Bij een prijs van f 0.11/kg zijn de baten: **f 1.30/m².jaar**; (2 ha. kas: 235 kton/jaar, ofwel f 26.000/jaar).

Productieverhoging

Uit het KASPRO model volgt een verlaging van 2.1%, overeenkomend met een extra kostenpost van ca. **f 1.70/m² .jaar** (2 ha.-kas: f 34.000/jaar). Zoals beschreven in 4., zal dit effect echter kunnen worden verminderd of zelfs omgekeerd door een andere regeling van de MAD-inzet. Voorlopig wordt geen productieverhoging verdisconteerd.

Overige mogelijke baten

Additionele besparingen/opbrengsten zouden kunnen worden verwacht in:

- besparing op voedingszouten en drainwater-lozingskosten (bij reductie van drainwater);

- vermindering van insecticiden- en pesticidengebruik (minder infectie van buitenaf, en emissie naar buiten);
- vermindering van benodigde utilities voor water (desinfectie, natriumverwijdering, buffering) en energie;

Deze baten zijn in dit overzicht niet in geld uitgedrukt.

6.3 Kosten/baten gevoeligheidsanalyse

Tabel 11 geeft een indicatie van de terugverdientijd, berekend als investering/(jaarkosten - jaarbaten) voor een aantal situaties, in de 2 ha-modelkas. Hieruit wordt duidelijk dat de ROI pas positief wordt als de baten ruim driemaal hoger worden, en de investeringskosten ca. een derde lager.

Tabel 11 Terugverdientijd (ROI) voor een 2 ha - modelkas. Invloed van investeringshoogte, -kosten en baten.

Baten (NLG/ m ² .jaar)	ROI (return on investment) (jaren)					
	I = Mf 2.0		I = Mf 1.2		I = Mf 1.0	
	A = 16%	A = 12%	A = 16%	A = 12%	A = 16%	A = 12%
4	∞	∞	∞	∞	∞	∞
12	∞	∞	∞	25	25	∞
18	∞	50	10	7,1	6,3	5
24	25	12,5	5	4,2	3,6	3.1
32	8,3	6,3	3	2,7	2,3	2.1

A = annuïteit (%); I = investering.

Extra operationele kosten gesteld op 4% van I.

7. Vergelijking MAD met alternatieve droogsystemen

Oriënterend zijn de volgende ‘state of the art’ droogsystemen geïdentificeerd voor toepassing in tuinbouwkassen.

1. ORMAT Latent Heat Converter (Israël)
2. Kathabar absorptie-luchtdroger (NL)
3. Dessiccative evaporative cooling (DEC) (D)
4. Absorptie warmtepompen
5. Elektrische luchtdrogers

Bijlage 8 bevat enige informatie over deze systemen.

Ten opzichte van al deze systemen heeft het voorgestelde MAD-systeem het voordeel van een decentrale vochtopname in eenvoudig uitgevoerde, weinig plaats innemende membraan-absorbers (zonder benodigde luchtkanalen) en centrale regeneratie buiten de kas. Alleen het Kathabar systeem leent zich ook enigszins hiertoe, maar vergt dan luchtaanvoersystemen; alle andere systemen moeten worden ingezet als (veel!) op zichzelf staande, en daarmee beduidend duurdere, apparaten.

Bij de elektrische luchtdrogers moet – evenals overigens bij toepassing van warmtewisselaars – de vochtige, warmte kaslucht in contact worden gebracht met een koud oppervlak (kouder dan het dauwpunt van de lucht); de verdamper. Met behulp van een compressor moet vervolgens een relatief groot druk- en temperatuurbereik worden overbrugd, waardoor het energiegebruik van dergelijke systemen nog oneconomisch hoog is. Bovendien komt zowel de latente warmte als de ingebrachte warmte ter plaatse vrij en zorgt dus voor verwarming van de kaslucht op een moment dat dit meestal ongewenst is.

Absorptie-luchtdrogers (1,2,4) zijn, evenals de elektrische drogers, reeds beproefd in kassen. Voordeel van absorptieprocessen is dat condensatie kan plaatsvinden bij temperaturen boven het dauwpunt. Voor het ORMAT- en KATHABAR geldt evenwel dat weliswaar kaslucht gedeeltelijk wordt gedroogd door absorptie in een hygroscopische vloeistof, maar dat de hierbij vrijkomende latente warmte geheel wordt vrijgegeven aan de kaslucht (waardoor deze vaak direct verloren gaat door ventilatie vanwege temperatuurregeling). Bovendien wordt in beide systemen heet water (verkregen door primaire energie) toegepast om de absorptievloeistof weer te regenereren, waarbij ook deze warmte verloren gaat naar de kaslucht (ORMAT, na condensatie van het verdampte water met de inkomende kaslucht) of direct naar de buitenlucht (KATHABAR, via luchtstrippen). Overigens blijkt het KATHABAR systeem (op basis van LiCl!) **buiten** de glastuinbouw uitgebreid te worden toegepast (meer dan 500 installaties wereldwijd). Dit verhoogt wellicht het potentieel van een verbeterd/goedkoper, op de glastuinbouw toegesneden, membraan-droogstelsel.

8. Conclusies

- Het MAD-principe van opname van vocht en latente warmte in decentrale membraan-absorbers, met centrale getrapte regeneratie, werkt op papier (als procesmodel).
- Bij toepassing van LiCl-oplossingen is het mogelijk om kaslucht van 20 °C dauwpunttemperatuur per cyclus voor ca. 37% te drogen, en de waterrijke pekkel te regenereren met invoer van slechts ca. 57% van de verdampingswarmte. Bovendien kan 94% van deze energie-input worden teruggewonnen in het CV-systeem van de kas (62°C); dit is een exergie-terugwinning van 32%.
- Een ruwe lay-out van het systeem voor een model-tomatenkas van 2 ha levert op: 50 absorberboxen à ca. 0.5 m³, per 400 m² opgesteld; aanvoer en afvoer van pekkel door kunststof leidingen (al dan niet geïsoleerd) boven of onder de grond; tweetraps-regeneratie buiten de kas, aangedreven door bijvoorbeeld WK- of ketel-warmte.
- Alternatieve state-of-the-art droogprocessen missen alle het voordeel van decentrale vocht opname in eenvoudige units, met centrale regeneratie. Bovendien hebben ze het nadeel van een groter warmteverlies: direct (verwarming/bevochtiging van omgevingslucht) dan wel indirect (verwarming van kaslucht).
- Integratie van de MAD in het IMAG-KASPRO model laat echter zien dat het proces zoals nu voorgesteld “slechts” 17% energie bespaart, 15% water, en 25% CO₂-gift. Oorzaak is de beperkte inzetbaarheid, die naar blijkt vooral een gevolg is van het feit dat slechts ca. 10% van de gewasverdamping onafhankelijk van de temperatuur gedwongen wordt geventileerd.
- De investeringskosten voor een 2-ha kas worden in eerste schatting op Mf 1.8 begroot.
- Hoewel mede door de verbeteringen het proces kostenefficiënter kan worden ingezet, wegen naar huidige inschatting de beperkter baten naar huidige inschatting niet op tegen de kosten.

Aanbeveling

De gebleken relatie tussen vochtverwijdering en de kastemperatuur maakt duidelijk dat een droogstelsel voor kassen altijd zal moeten worden gecombineerd met koeling van de kas. Dit laatste bleek in het verleden steeds te duur, vooral door de kosten van luchtverplaatsing en de relatief lage kasluchttemperatuur. Aangezien bij inzet van de MAD al voorzien is in de luchtverplaatsing, deze bovendien verwarmd is (ca. 34°C), een absorberbox eenvoudig lijkt te kunnen wor-

den uitgebreid met een (holle vezel) koelsegment, en het (warme) koelwater via een eenvoudige, kleine koeltoren zou kunnen worden gerecirculeerd, lijkt het zeer de moeite waard om deze optie nader te doen onderzoeken.

9. Referenties

- [1] Informatiereeks PTG Naaldwijk, no. 103, maart 1993.
- [2] Handboek Kasklimaatregeling, Priva Hortimation.
- [3] Membrane separation process for dehydrating a gas or vapour on liquid mixture by pervaporation or vapour permeation, Eur. Pat. 0542242 (dec. 1994), TNO.
- [4] H.F. de Zwart, Analyzing energy-saving options in greenhouse cultivation using a simulation model, Proefschrift L.U. Wageningen, april 1996.
- [5] J. van Medevoort, Terugwinning van water en energie uit ventilatielucht in de glastuinbouw met een membraanabsorptieproces: Bepaling van de stofoverdrachtscoëfficiënt. Intern rapport TNO-MEP, mei 1997.

10. Verantwoording

Naam en adres van de opdrachtgever

Novem Sittard	Ir. C.H.M.G. Custers
Landbouwschap	Ir. J.P. van Nieuwkerk, Ir. F. Knol
Priva Hortimation	Dr.ir. J.J.W. Westra
EnergieNed	Ir. J.M. Jansen
Gasunie	Dr. W.T.A. Borghols

Namen en functies van de projectmedewerkers

Ir. J.H. Hanemaaijer
Drs. L.H.J.M. Schneiders

Namen van instellingen waaraan een deel van het onderzoek is uitbesteed

IMAG-DLO, Wageningen:
Dr.ir. H.F. de Zwart
Dr.ir. G.P.A. Bot

Datum waarop, of tijdsbestek waarin, het onderzoek heeft plaatsgehad
maart 1996 - oktober 1997

Ondertekening



Ir. J.H. Hanemaaijer
onderzoekleider

Goedgekeurd door



Drs. A.E. Jansen
afdelingshoofd

Bijlage 1 Gegevens waterverbruik tomatenkas

Algemene gegevens:

Tuin-oppervlakte 10.000 m2

Inform. : No 103 Informatiereeks PTG Naaldwijk

Gem. hoogte 3,5 m

Wortelmedia

Inhoud 35.000 m3

maart 1993

Vent.fact. kas 0,5

Gewas tomaten

gasverbruik 43 m3/m2/j.

Gasprijs 0,215 Hfl.

Maand	Totale watergift m3 w./d	Drain 30 % m3 w./d	Condens- afvoer m3 w./d	Afvoer door vent. m3 w./d	Afvoer door drogen m3 w./d	Supletie m3 w./d	Aantal dagen p/maand	Afvoer door drogen m3 w.	Totale water- gift (m ³)	Totale condens afvoer (m ³)	Totale lek- ventilatie (m ³)
okt	20,1	6,0	4,0	3,6	6,5	3,6	16	104	322	64	58
nov	15,4	4,6	5,0	3,8	2,0	3,8	30	60	462	150	114
dec	14,6	4,4	5,0	4,1	1,1	4,1	31	34	453	155	127
jan	23,0	6,9	5,0	4,2	6,9	4,2	31	214	713	155	130
feb	27,3	8,2	5,0	4,4	9,7	4,4	28	273	764	140	123
mrt	35,4	10,6	4,0	4,1	16,7	4,1	31	517	1097	124	127
apr	45,7	13,7	3,0	3,7	25,3	3,7	30	758	1371	90	111
mei	50,0	15,0	2,5	3,8	28,7	3,8	15	431	750	38	57

Gegevens DROGEN KASLUCHT

totaal

212

2391

5932

916

847

waterhoeveelheid per jaar

2391 m3

Totale condensatie-warmte

1.291.050 Mcal

1.501.221 KWh

Equivalent in m3 gas bij een

rendement stookinstallatie = 90%

189.749 m3

Jaarverbr.

430.000 m3

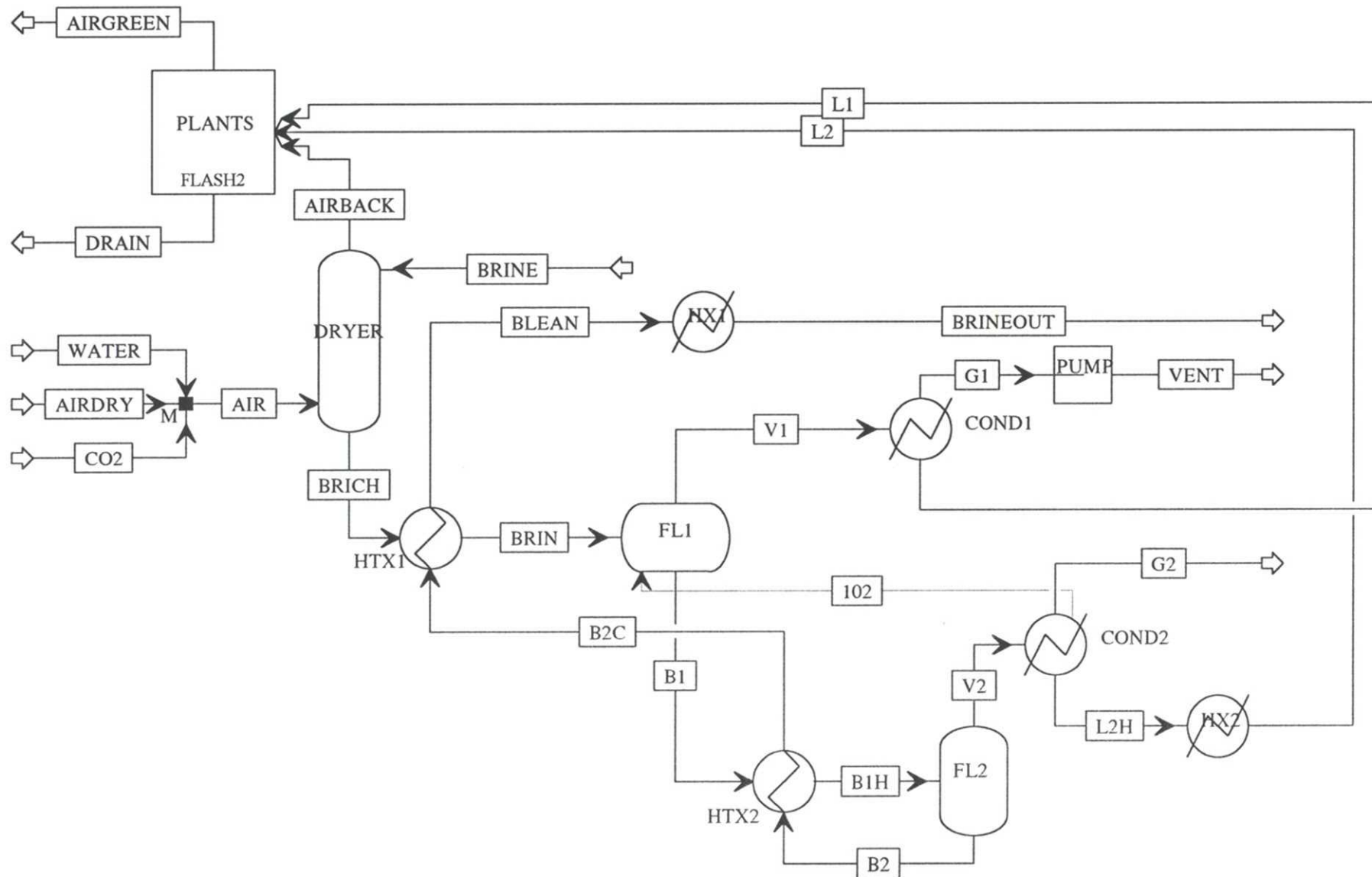
Mogelijke besparing

40.796 Hfl.

Besparing

44,1 %

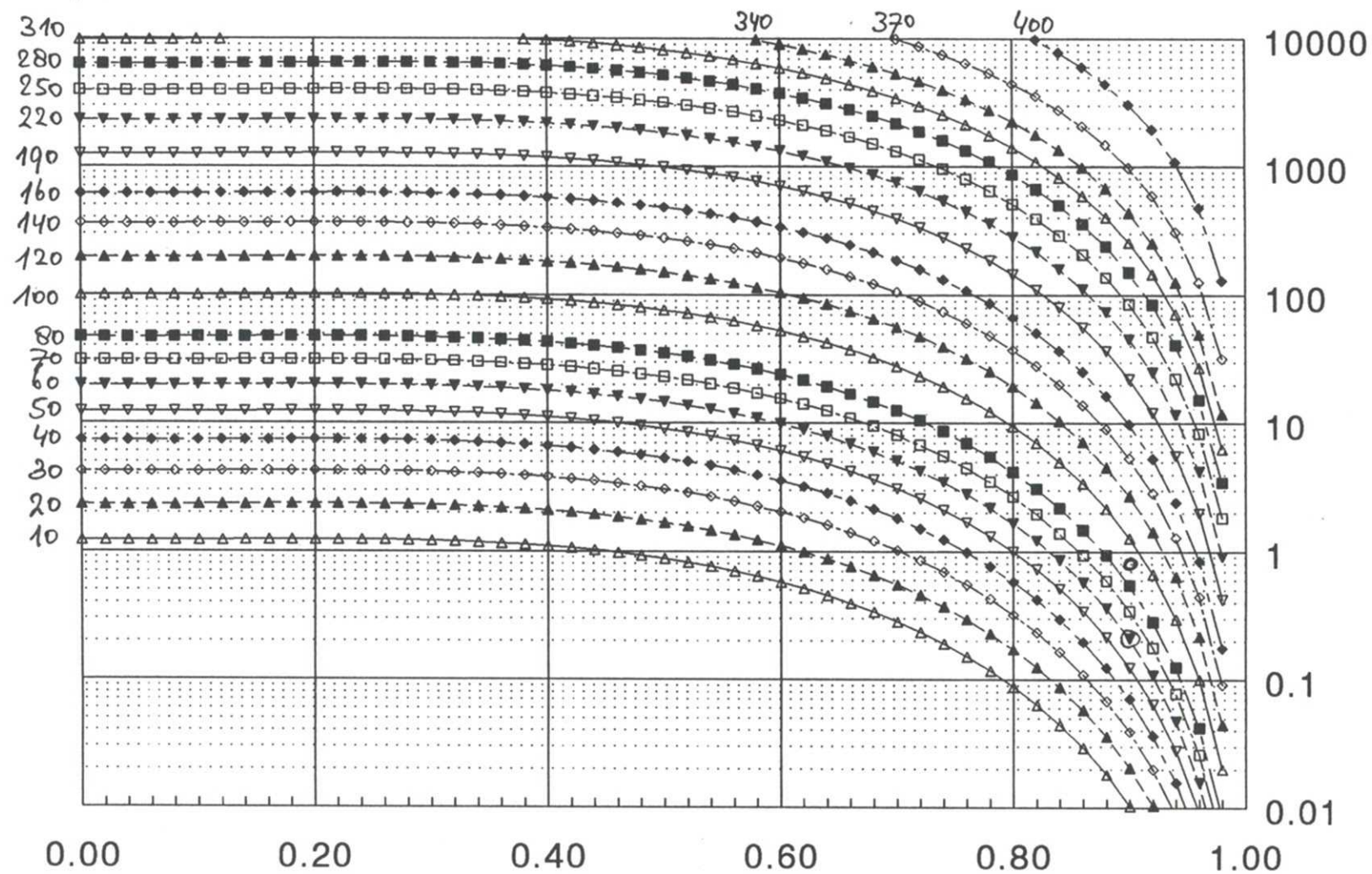
Bijlage 2 Flowsheet thermodynamisch procesmodel



Bijlage 3 Dampspanningsgegevens van 3 typen pekels

ARONSON PEKEL

Temperature ($^{\circ}\text{C}$)

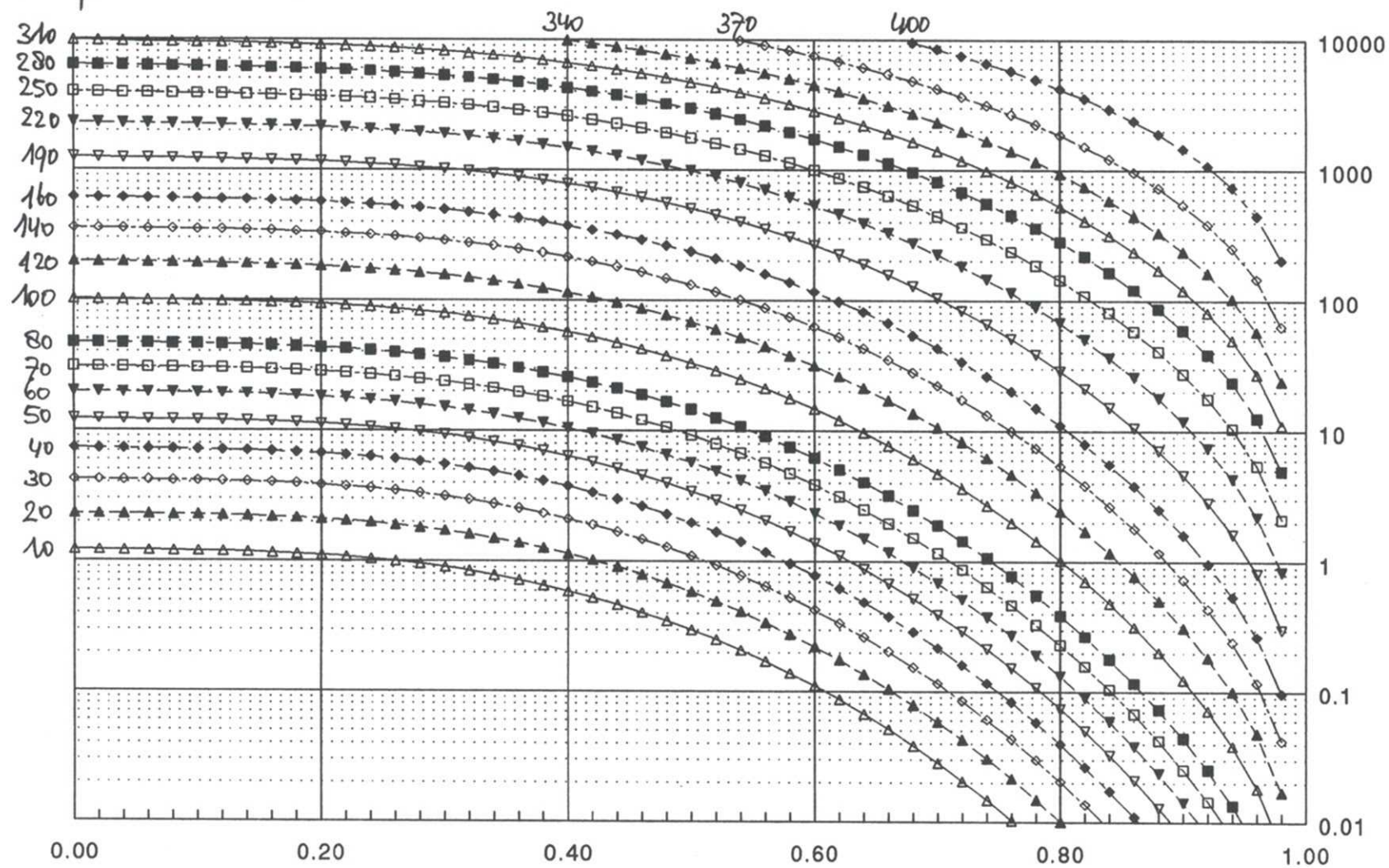


dampspanning
 $p_{\text{H}_2\text{O}}$ (kPa)

Czout [massafraction]

LiBr PEKEL

Temperatuur (°C)



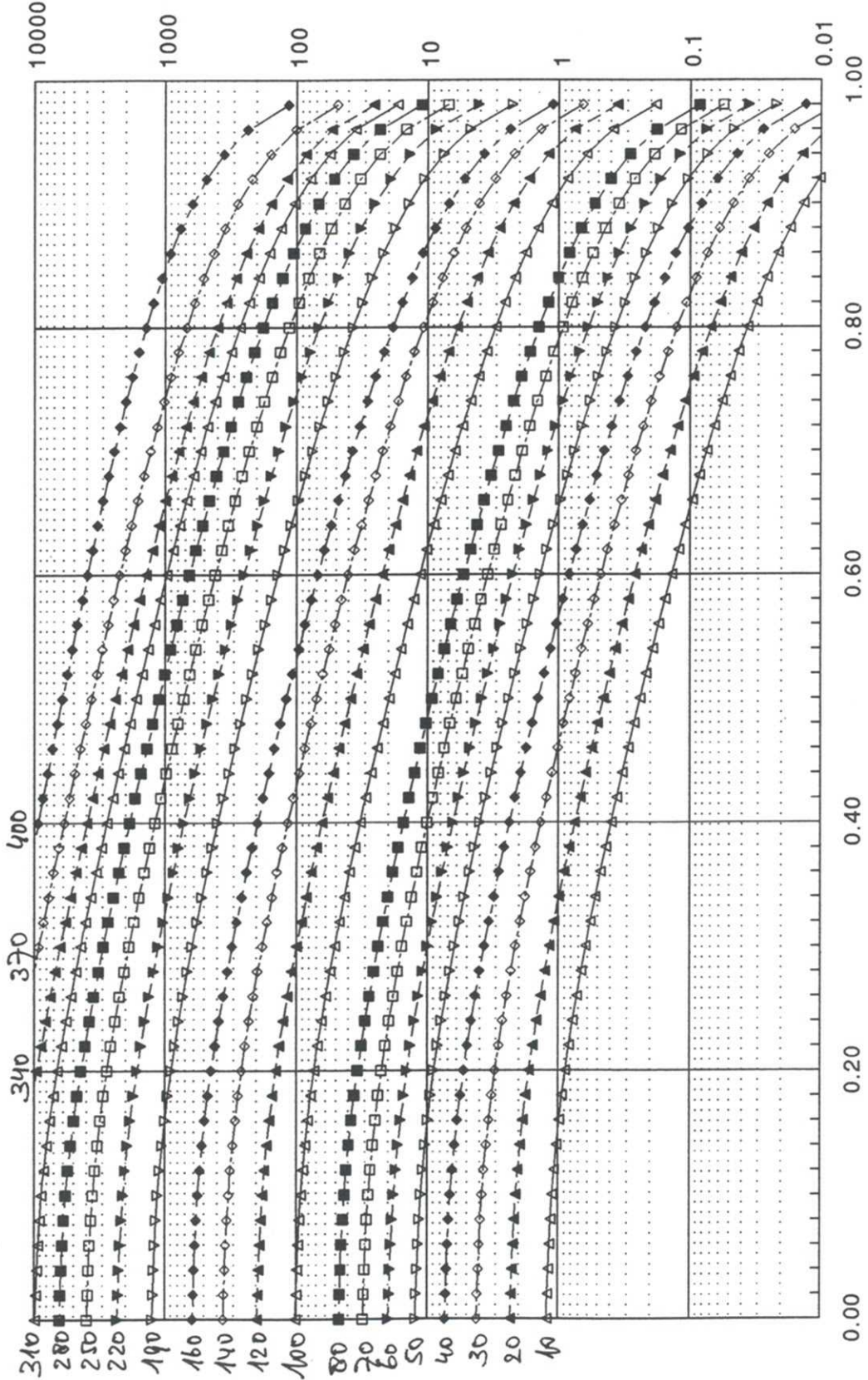
Czout [massafraktie]

P_{H_2O}
(kPa)

$\gamma(\sigma)$

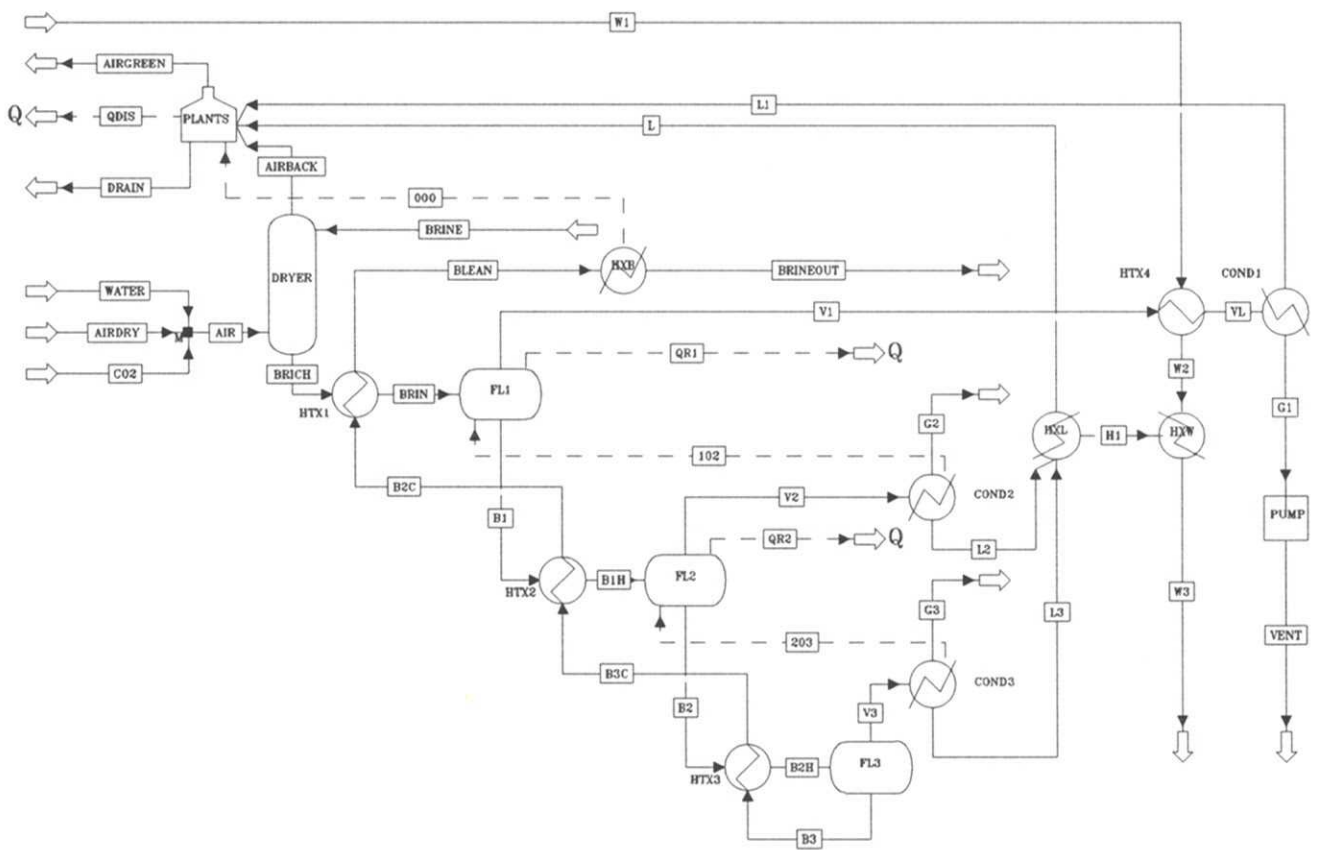
LiCl PEKEL

P_{H_2O}
(kPa)



Czout [massafraktie]

Bijlage 4 Aspen data file: case 11



TM

HOTLINE:
U.S.A. 617/577-0337
EUROPE (32) 2/726-9303

JANUARY 21, 1997
TUESDAY
2:02:51 P.M.

ASPEN PLUS (TM) IS A PROPRIETARY PRODUCT OF ASPEN TECHNOLOGY, INC. (ASPENTECH), AND MAY BE USED ONLY UNDER AGREEMENT WITH ASPENTECH. RESTRICTED RIGHTS LEGEND: USE, REPRODUCTION, OR DISCLOSURE BY THE U.S. GOVERNMENT IS SUBJECT TO RESTRICTIONS SET FORTH IN (i) FAR 52.227-14, Alt. III, (ii) FAR 52.227-19, (iii) DFARS 252.227-7013(c)(1)(ii), or (iv) THE ACCOMPANYING LICENSE AGREEMENT, AS APPLICABLE. FOR PURPOSES OF THE FAR, THIS SOFTWARE SHALL BE DEEMED TO BE "UNPUBLISHED" AND LICENSED WITH DISCLOSURE PROHIBITIONS. CONTRACTOR/SUBCONTRACTOR: ASPEN TECHNOLOGY, INC. TEN CANAL PARK, CAMBRIDGE, MA 02141.

TABLE OF CONTENTS

RUN CONTROL SECTION.....	1
RUN CONTROL INFORMATION.....	1
FLOWSHEET SECTION.....	2
FLOWSHEET CONNECTIVITY BY STREAMS.....	2
FLOWSHEET CONNECTIVITY BY BLOCKS.....	2
CONVERGENCE STATUS SUMMARY.....	3
DESIGN-SPEC: CO2.....	3
DESIGN-SPEC: DRYING.....	3
DESIGN-SPEC: DS-1.....	4
DESIGN-SPEC: DS-2.....	4
DESIGN-SPEC: DS-3.....	4
DESIGN-SPEC: HTX4.....	5
DESIGN-SPEC: TDEW.....	5
DESIGN-SPEC: TEMP.....	5
DESIGN-SPEC: VOLUME.....	6
FORTRAN BLOCK: F-1.....	6
CONVERGENCE BLOCK: DRYING.....	6
CONVERGENCE BLOCK: AIR.....	7
CONVERGENCE BLOCK: C-1.....	8
CONVERGENCE BLOCK: HEATREG.....	11
COMPUTATIONAL SEQUENCE.....	13
OVERALL FLOWSHEET BALANCE.....	13
SENSITIVITY BLOCK SECTION.....	14
SENSITIVITY BLOCK: S-1.....	14
PHYSICAL PROPERTIES SECTION.....	16
COMPONENTS.....	16
U-O-S BLOCK SECTION.....	17
BLOCK: COND1 MODEL: FLASH2.....	17
BLOCK: COND2 MODEL: FLASH2.....	18
BLOCK: COND3 MODEL: FLASH2.....	19
BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC.....	19
BLOCK: FL1 MODEL: FLASH2.....	26
BLOCK: FL2 MODEL: FLASH2.....	28
BLOCK: FL3 MODEL: FLASH2.....	29
BLOCK: HTX1 MODEL: HEATX.....	30
BLOCK: HTX2 MODEL: HEATX.....	32
BLOCK: HTX3 MODEL: HEATX.....	35

TABLE OF CONTENTS

BLOCK: HTX4	MODEL: HEATX.....	37
BLOCK: HXB	MODEL: HEATER.....	40
BLOCK: HXL	MODEL: HEATER.....	41
BLOCK: HXW	MODEL: HEATER.....	42
BLOCK: M	MODEL: MIXER.....	43
BLOCK: PLANTS	MODEL: FLASH2.....	44
BLOCK: PUMP	MODEL: COMPR.....	45
STREAM SECTION.....		46
AIR AIRBACK AIRDRY AIRGREEN B1.....		46
B1H B2 B2C B2H B3.....		48
B3C BLEAN BRICH BRIN BRINE.....		50
BRINEOUT CO2 DRAIN G1 G2.....		52
G3 L L1 L2 L3.....		54
V1 V2 V3 VENT VL.....		56
W1 W2 W3 WATER.....		58
000 102 203 H1 QDIS.....		59
QR1 QR2.....		60
PHYSICAL PROPERTY TABLES SECTION.....		61
FLASH CURVE TABLE: PT-1.....		61
PROBLEM STATUS SECTION.....		63
BLOCK STATUS.....		63

SENSITIVITY BLOCK SECTION

SENSITIVITY BLOCK: S-1

SAMPLED VARIABLES:

QR1 : INFO-VAR IN STREAM QR1 ID: HEAT
 QR2 : INFO-VAR IN STREAM QR2 ID: HEAT
 V3 : H2O MASSFLOW IN STREAM V3 SUBSTREAM MIXED
 V2 : H2O MASSFLOW IN STREAM V2 SUBSTREAM MIXED
 V1 : H2O MASSFLOW IN STREAM V1 SUBSTREAM MIXED
 L2 : H2O MASSFLOW IN STREAM L2 SUBSTREAM MIXED
 L3 : H2O MASSFLOW IN STREAM L3 SUBSTREAM MIXED
 TDEW1 : PROPERTY STRMPROP TDEW IN STREAM V1
 TDEW2 : PROPERTY STRMPROP TDEW IN STREAM V2

VARIED VARIABLES:

VARY 1: SENTENCE=PARAM VARIABLE=TEMP IN UOS BLOCK FL3
 LIST = 141.7973

TABULATED VARIABLES:

COLUMN 2: QR1
 COLUMN 3: QR2
 COLUMN 4: V1
 COLUMN 5: V2
 COLUMN 6: V3
 COLUMN 7: L1
 COLUMN 8: L2
 COLUMN 9: L3
 COLUMN 10: TDEW1
 COLUMN 11: TDEW2

!	VARY 1	!	QR1	!	QR2	!	V1	!	V2	!
!	FL3	!		!		!		!		!
!	PARAM	!		!		!		!		!
!	TEMP	!		!		!		!		!
!		!		!		!		!		!
!	C	!	KW	!	KW	!	KG/SEC	!	KG/SEC	!
!		!		!		!		!		!
!	=====									
!	141.797300	!	-.1851411-04	!	-.1230834-03	!	0.121351	!	0.141505	!

SENSITIVITY BLOCK SECTION

SENSITIVITY BLOCK: S-1 (CONTINUED)

!	VARY 1	!	V3	!	L1	!	L2	!	L3	!
!	FL3	!		!		!		!		!
!	PARAM	!		!		!		!		!
!	TEMP	!		!		!		!		!
!		!		!		!		!		!
!	C	!	KG/SEC	!		!	KG/SEC	!	KG/SEC	!
!		!		!		!		!		!
!	=====									
!	141.797300	!	0.153813	!	0.0	!	0.141505	!	0.153813	!

!	VARY 1	!	TDEW1	!	TDEW2	!
!	FL3	!		!		!
!	PARAM	!		!		!
!	TEMP	!		!		!
!		!		!		!
!	C	!		!		!
!		!		!		!
!	=====					
!	141.797300	!	41.339956	!	66.920107	!

PHYSICAL PROPERTIES SECTION

COMPONENTS

ID	TYPE	FORMULA	NAME OR ALIAS	REPORT NAME
H2O	C	H2O	H2O	H2O
O2	C	O2	O2	O2
N2	C	N2	N2	N2
CO2	C	CO2	CO2	CO2
AR	C	AR	AR	AR
LI+	C	LI+	LI+	LI+
CL-	C	CL-	CL-	CL-
H+	C	H+	H+	H+
HCO3-	C	HCO3-	HCO3-	HCO3-
OH-	C	OH-	OH-	OH-
CO3--	C	CO3-2	CO3-2	CO3--

LISTID	SUPERCRITICAL COMPONENT LIST
GLOBAL	CO2 O2 N2 AR

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG

HENRY-COMPS ID: GLOBAL

CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES

	***	MASS AND ENERGY BALANCE	***	
		IN	OUT	GENERATION RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE				
MOLE (KMOL/SEC)		2.77365	2.77365	-.325134E-11 .103048E-15
MASS (KG/SEC)		78.5083	78.5083	-.905054E-15
ENTHALPY (KW)		-46925.1	-46925.1	.781493E-09

 **** INPUT DATA ****

**** INPUT PARAMETERS ****

NUMBER OF STAGES	5
ALGORITHM OPTION	STANDARD
INITIALIZATION OPTION	STANDARD
HYDRAULIC PARAMETER CALCULATIONS	NO
INSIDE LOOP CONVERGENCE METHOD	NEWTON
DESIGN SPECIFICATION METHOD	NESTED
MAXIMUM NO. OF OUTSIDE LOOP ITERATIONS	25
MAXIMUM NO. OF INSIDE LOOP ITERATIONS	10
MAXIMUM NUMBER OF FLASH ITERATIONS	50
FLASH TOLERANCE	0.100000-08
OUTSIDE LOOP CONVERGENCE TOLERANCE	0.100000-06

**** COL-SPECS ****

CONDENSER DUTY (W/O SUBCOOL)	KW	0.0
REBOILER DUTY	KW	0.0
MASS VAPOR DIST / TOTAL DIST		1.00000

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

**** REAC-STAGES SPECIFICATIONS ****

STAGE	TO	STAGE	REACTIONS/CHEMISTRY ID
1		5	GLOBAL

***** CHEMISTRY PARAGRAPH GLOBAL *****

**** REACTION PARAMETERS ****

RXN NO.	TYPE	PHASE	CONC. BASIS	TEMP APP TO EQUIL K	CONVERSION
1	EQUILIBRIUM	LIQUID	MOLE-GAMMA	.00000E+00	
2	EQUILIBRIUM	LIQUID	MOLE-GAMMA	.00000E+00	
3	EQUILIBRIUM	LIQUID	MOLE-GAMMA	.00000E+00	

** STOICHIOMETRIC COEFFICIENTS **

RXN NO.	H2O	O2	N2	CO2	AR
1	-1.000	.0000E+00	.0000E+00	.0000E+00	.0000E+00
2	-1.000	.0000E+00	.0000E+00	-1.000	.0000E+00
3	.0000E+00	.0000E+00	.0000E+00	.0000E+00	.0000E+00

RXN NO.	LI+	CL-	H+	HCO3-	OH-
1	.0000E+00	.0000E+00	1.000	.0000E+00	1.000
2	.0000E+00	.0000E+00	1.000	1.000	.0000E+00
3	.0000E+00	.0000E+00	1.000	-1.000	.0000E+00

RXN NO.	CO3--
1	.0000E+00
2	.0000E+00
3	1.000

** COEFFICIENTS OF EQUILIBRIUM CONSTANT EXPRESSION **

RXN NO.	A	B	C	D
1	132.90	-13446.	-22.477	.00000E+00
2	231.47	-12092.	-36.782	.00000E+00
3	216.05	-12432.	-35.482	.00000E+00

**** PROFILES ****

P-SPEC	STAGE	1	PRES, BAR	1.01325
		5		1.01325
TEMP-EST	STAGE	1	TEMP, C	33.1100
		5		32.5200

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

 **** RESULTS ****

*** COMPONENT SPLIT FRACTIONS ***

	OUTLET STREAMS	

	AIRBACK	BRICH
COMPONENT:		
H2O	.29099	.70901
O2	1.0000	.20131E-06
N2	1.0000	.10434E-06
CO2	1.0000	.19813E-05
AR	1.0000	.21980E-06
LI+	.00000E+00	1.0000
CL-	.00000E+00	1.0000
H+	.00000E+00	1.0000
HCO3-	.00000E+00	1.0000
OH-	.00000E+00	1.0000
CO3--	.00000E+00	1.0000

*** SUMMARY OF KEY RESULTS ***

TOP STAGE TEMPERATURE	C	34.6455
BOTTOM STAGE TEMPERATURE	C	31.6777
TOP STAGE LIQUID FLOW	KMOL/SEC	0.12027
BOTTOM STAGE LIQUID FLOW	KMOL/SEC	0.14272
TOP STAGE VAPOR FLOW	KMOL/SEC	2.63092
BOTTOM STAGE VAPOR FLOW	KMOL/SEC	2.63713
CONDENSER DUTY (W/O SUBCOOL)	KW	0.0
REBOILER DUTY	KW	0.0

**** MAXIMUM FINAL RELATIVE ERRORS ****

BUBBLE POINT	.33724E-07	STAGE= 2
COMPONENT MASS BALANCE	.16780E-12	STAGE= 3 COMP=CO2
ENERGY BALANCE	.90561E-09	STAGE= 3

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

**** PROFILES ****

****NOTE**** REPORTED VALUES FOR STAGE LIQUID AND VAPOR RATES ARE THE FLOWS FROM THE STAGE EXCLUDING ANY SIDE PRODUCT. FOR THE FIRST STAGE, THE REPORTED VAPOR FLOW IS THE VAPOR DISTILLATE FLOW. FOR THE LAST STAGE, THE REPORTED LIQUID FLOW IS THE LIQUID BOTTOMS FLOW.

STAGE	TEMPERATURE C	PRESSURE BAR	ENTHALPY J/KMOL		HEAT DUTY KW
			LIQUID	VAPOR	
1	34.646	1.0133	-.26008E+09	-.35040E+07	
2	34.847	1.0133	-.26014E+09	-.35595E+07	
3	34.661	1.0133	-.26039E+09	-.35965E+07	
4	34.006	1.0133	-.26122E+09	-.37184E+07	
5	31.678	1.0133	-.26419E+09	-.41515E+07	

STAGE	FLOW RATE KMOL/SEC		FEED RATE KMOL/SEC			PRODUCT RATE KMOL/SEC	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
1	.1203	2.631	0.1196				2.6309
2	.1206	2.632					
3	.1218	2.632					
4	.1258	2.633					
5	.1427	2.637		2.6540		0.1427	

**** MASS FLOW PROFILES ****

STAGE	FLOW RATE KG/SEC		FEED RATE KG/SEC			PRODUCT RATE KG/SEC	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
1	2.319	75.78	2.3068				75.7847
2	2.325	75.80					
3	2.346	75.80					
4	2.419	75.82					
5	2.724	75.90		76.2014		2.7235	

STAGE	**** MOLE-X-PROFILE ****				
	H2O	O2	N2	CO2	AR
1	.60186	.72712E-06	.14145E-05	.18472E-07	.35347E-07
2	.60301	.72493E-06	.14109E-05	.18603E-07	.35237E-07
3	.60672	.72627E-06	.14129E-05	.18553E-07	.35306E-07
4	.61935	.73201E-06	.14219E-05	.18406E-07	.35597E-07
5	.66449	.76566E-06	.14793E-05	.18422E-07	.37277E-07

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

**** MOLE-X-PROFILE ****					
STAGE	LI+	CL-	H+	HCO3-	OH-
1	.19907	.19907	.86487E-09	.86222E-09	.26229E-11
2	.19849	.19849	.87128E-09	.86857E-09	.26883E-11
3	.19664	.19664	.89386E-09	.89113E-09	.27155E-11
4	.19032	.19032	.97809E-09	.97525E-09	.28124E-11
5	.16776	.16776	.14001E-08	.13968E-08	.33042E-11

**** MOLE-X-PROFILE ****	
STAGE	CO3--
1	.98105E-14
2	.99575E-14
3	.10177E-13
4	.11018E-13
5	.15779E-13

**** MOLE-Y-PROFILE ****					
STAGE	H2O	O2	N2	CO2	AR
1	.14795E-01	.20633	.76917	.50439E-03	.92004E-02
2	.15048E-01	.20628	.76897	.50427E-03	.91980E-02
3	.15179E-01	.20625	.76887	.50420E-03	.91968E-02
4	.15604E-01	.20616	.76854	.50398E-03	.91929E-02
5	.17113E-01	.20584	.76736	.50321E-03	.91788E-02

**** MOLE-Y-PROFILE ****					
STAGE	LI+	CL-	H+	HCO3-	OH-
1	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
2	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
3	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
4	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
5	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00

**** MOLE-Y-PROFILE ****	
STAGE	CO3--
1	.00000E+00
2	.00000E+00
3	.00000E+00
4	.00000E+00
5	.00000E+00

**** K-VALUES ****					
STAGE	H2O	O2	N2	CO2	AR
1	.24582E-01	.28376E+06	.54378E+06	27306.	.26029E+06
2	.24956E-01	.28455E+06	.54503E+06	27106.	.26104E+06
3	.25018E-01	.28398E+06	.54418E+06	27176.	.26049E+06
4	.25194E-01	.28164E+06	.54050E+06	27381.	.25825E+06
5	.25754E-01	.26885E+06	.51872E+06	27316.	.24623E+06

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

**** K-VALUES ****					
STAGE	LI+	CL-	H+	HCO3-	OH-
1	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
2	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
3	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
4	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
5	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00

**** K-VALUES ****	
STAGE	CO3--
1	.00000E+00
2	.00000E+00
3	.00000E+00
4	.00000E+00
5	.00000E+00

**** RATES OF GENERATION ****						
KMOL/SEC						
STAGE	H2O	O2	N2	CO2	AR	LI+
1	-.1003E-09	.0000E+00	.0000E+00	-.1037E-09	.0000E+00	.0000E+00
2	-.1075E-11	.0000E+00	.0000E+00	-.1066E-11	.0000E+00	.0000E+00
3	-.3740E-11	.0000E+00	.0000E+00	-.3733E-11	.0000E+00	.0000E+00
4	-.1421E-10	.0000E+00	.0000E+00	-.1419E-10	.0000E+00	.0000E+00
5	-.7679E-10	.0000E+00	.0000E+00	-.7667E-10	.0000E+00	.0000E+00

**** RATES OF GENERATION ****					
KMOL/SEC					
STAGE	CL-	H+	HCO3-	OH-	CO3--
1	.0000E+00	.1003E-09	.1037E-09	-.3410E-11	.1180E-14
2	.0000E+00	.1075E-11	.1066E-11	.8797E-14	.2115E-16
3	.0000E+00	.3740E-11	.3733E-11	.6377E-14	.3810E-16
4	.0000E+00	.1421E-10	.1419E-10	.2316E-13	.1468E-15
5	.0000E+00	.7679E-10	.7667E-10	.1178E-12	.8660E-15

**** MASS-X-PROFILE ****					
STAGE	H2O	O2	N2	CO2	AR
1	.56231	.12067E-05	.20550E-05	.42161E-07	.73231E-07
2	.56350	.12033E-05	.20502E-05	.42469E-07	.73016E-07
3	.56731	.12062E-05	.20543E-05	.42380E-07	.73204E-07
4	.58034	.12183E-05	.20717E-05	.42133E-07	.73963E-07
5	.62731	.12839E-05	.21717E-05	.42486E-07	.78036E-07

**** MASS-X-PROFILE ****					
STAGE	LI+	CL-	H+	HCO3-	OH-
1	.71660E-01	.36602	.45213E-10	.27285E-08	.23135E-11
2	.71467E-01	.36503	.45557E-10	.27491E-08	.23716E-11
3	.70843E-01	.36185	.46766E-10	.28222E-08	.23971E-11
4	.68709E-01	.35095	.51279E-10	.30951E-08	.24878E-11
5	.61018E-01	.31167	.73960E-10	.44664E-08	.29449E-11

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

```

          ****  MASS-X-PROFILE  ****
STAGE    CO3--
  1      .30532E-13
  2      .30996E-13
  3      .31700E-13
  4      .34388E-13
  5      .49619E-13
    
```

```

          ****  MASS-Y-PROFILE  ****
STAGE    H2O      O2      N2      CO2      AR
  1      .92526E-02 .22921  .74801  .77063E-03 .12759E-01
  2      .94123E-02 .22917  .74789  .77051E-03 .12757E-01
  3      .94943E-02 .22915  .74783  .77045E-03 .12756E-01
  4      .97619E-02 .22909  .74763  .77024E-03 .12753E-01
  5      .10712E-01 .22887  .74691  .76950E-03 .12741E-01
    
```

```

          ****  MASS-Y-PROFILE  ****
STAGE    LI+      CL-      H+      HCO3-      OH-
  1      .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00
  2      .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00
  3      .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00
  4      .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00
  5      .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00
    
```

```

          ****  MASS-Y-PROFILE  ****
STAGE    CO3--
  1      .00000E+00
  2      .00000E+00
  3      .00000E+00
  4      .00000E+00
  5      .00000E+00
    
```

```

STAGE    PPMX
          VAPOR
          H2O
    
```

N/SQM

```

  1      1499.0612
  2      1524.7825
  3      1538.0043
  4      1581.0845
  5      1733.9958
    
```


U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: FL1 MODEL: FLASH2

```

-----
INLET STREAM:          BRIN
INLET HEAT STREAM:     102
OUTLET VAPOR STREAM:   V1
OUTLET LIQUID STREAM:  B1
OUTLET HEAT STREAM:    QR1
PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL    ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID:        GLOBAL
CHEMISTRY ID:          GLOBAL    - TRUE SPECIES
  
```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	.142724	.142724	.426165E-09
MASS (KG/SEC)	2.72355	2.72355	.543271E-09
ENTHALPY (KW)	-37216.0	-37216.1	.160486E-05

*** INPUT DATA ***

```

TWO    PHASE    TP    FLASH
SPECIFIED TEMPERATURE C    63.5000
SPECIFIED PRESSURE    BAR    0.079548
MAXIMUM NO. ITERATIONS    30
CONVERGENCE TOLERANCE    0.100000-08
  
```

*** RESULTS ***

```

OUTLET TEMPERATURE    C    63.500
OUTLET PRESSURE    BAR    .79548E-01
HEAT DUTY    KW    340.34
VAPOR FRACTION    .47199E-01
  
```

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
H2O	.66449	.64787	.99995	1.5434
O2	.76566E-06	.35302E-11	.16222E-04	.45951E+07
N2	.14793E-05	.38207E-11	.31343E-04	.82033E+07
CO2	.18871E-07	.26696E-11	.41983E-06	.15727E+06
AR	.37277E-07	.18248E-12	.78977E-06	.43281E+07
LI+	.16776	.17607	.00000E+00	.10021E-35
CL-	.16776	.17607	.00000E+00	.10021E-35
H+	.97351E-09	.18444E-09	.00000E+00	.10021E-35
HCO3-	.94745E-09	.43173E-12	.00000E+00	.10021E-35
OH-	.26004E-10	.18401E-09	.00000E+00	.10021E-35
CO3--	.27695E-13	.68496E-16	.00000E+00	.10021E-35

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: FL2 MODEL: FLASH2

```
INLET STREAM:          B1H
INLET HEAT STREAM:     203
OUTLET VAPOR STREAM:   V2
OUTLET LIQUID STREAM:  B2
OUTLET HEAT STREAM:    QR2
PROPERTY OPTION SET:    ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID:        GLOBAL
CHEMISTRY ID:          GLOBAL    - TRUE SPECIES
```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	.135988	.135988	.234341E-10
MASS (KG/SEC)	2.60219	2.60219	.746653E-11
ENTHALPY (KW)	-35069.8	-35071.6	.531104E-04

*** INPUT DATA ***

TWO	PHASE	TP	FLASH	
SPECIFIED	TEMPERATURE	C		96.5000
SPECIFIED	PRESSURE	BAR		0.27302
MAXIMUM	NO.	ITERATIONS		30
CONVERGENCE	TOLERANCE			0.100000-08

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE	C	96.500
OUTLET PRESSURE	BAR	.27302
HEAT DUTY	KW	361.59
VAPOR FRACTION		.57761E-01

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
H2O	.64787	.62628	1.00000	1.5967
O2	.35302E-11	.41794E-16	.61117E-10	.14623E+07
N2	.38207E-11	.27359E-16	.66146E-10	.24177E+07
CO2	.29977E-11	.24906E-14	.53649E-10	21541.
AR	.18248E-12	.21739E-17	.31591E-11	.14532E+07
LI+	.17607	.18686	.00000E+00	.10055E-35
CL-	.17607	.18686	.00000E+00	.10055E-35
H+	.39717E-09	.40831E-09	.00000E+00	.10055E-35
HCO3-	.10355E-12	.52345E-16	.00000E+00	.10055E-35
OH-	.39707E-09	.40831E-09	.00000E+00	.10055E-35
CO3--	.00000E+00	.56578E-20	.00000E+00	.10055E-35

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: FL3 MODEL: FLASH2

```

-----
INLET STREAM:          B2H
OUTLET VAPOR STREAM:   V3
OUTLET LIQUID STREAM:  B3
PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID:       GLOBAL
CHEMISTRY ID:         GLOBAL  - TRUE SPECIES
  
```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE(KMOL/SEC)	.128133	.128133	.506844E-09
MASS(KG/SEC)	2.46069	2.46069	.407715E-09
ENTHALPY(KW)	-32961.9	-32590.3	-.112719E-01

*** INPUT DATA ***

```

TWO PHASE TP FLASH
SPECIFIED TEMPERATURE C      141.797
SPECIFIED PRESSURE BAR       1.01325
MAXIMUM NO. ITERATIONS      30
CONVERGENCE TOLERANCE       0.100000-08
  
```

*** RESULTS ***

```

OUTLET TEMPERATURE C      141.80
OUTLET PRESSURE BAR       1.0133
HEAT DUTY KW              376.72
VAPOR FRACTION            .66635E-01
  
```

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
H2O	.62628	.59960	1.0000	1.6678
LI+	.18686	.20020	.00000E+00	.10146E-35
CL-	.18686	.20020	.00000E+00	.10146E-35
H+	.97817E-09	.98890E-09	.00000E+00	.10146E-35
OH-	.97817E-09	.98890E-09	.00000E+00	.10146E-35

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: PLANTS MODEL: FLASH2

```

-----
INLET STREAMS:      AIRBACK      L          L1
INLET HEAT STREAM:  000
OUTLET VAPOR STREAM: AIRGREEN
OUTLET LIQUID STREAM: DRAIN
OUTLET HEAT STREAM:  QDIS
PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID:     GLOBAL
CHEMISTRY ID:       GLOBAL  - TRUE SPECIES
  
```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE(KMOL/SEC)	2.65405	2.65405	.230992E-10
MASS(KG/SEC)	76.2014	76.2014	.149193E-14
ENTHALPY(KW)	-15759.4	-15759.4	-.577111E-15

*** INPUT DATA ***

```

TWO PHASE TP FLASH
SPECIFIED TEMPERATURE C      22.0000
SPECIFIED PRESSURE BAR      1.01325
MAXIMUM NO. ITERATIONS      30
CONVERGENCE TOLERANCE      0.100000-08
  
```

*** RESULTS ***

```

OUTLET TEMPERATURE C      22.000
OUTLET PRESSURE BAR      1.0133
HEAT DUTY KW      9.7899
VAPOR FRACTION      1.0000
  
```

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
H2O	.23380E-01	.23380E-01	.23380E-01	.35523E-01
O2	.20453	.20453	.20453	946.67
N2	.76247	.76247	.76247	1153.3
CO2	.50000E-03	.50000E-03	.50000E-03	67.018
AR	.91202E-02	.91202E-02	.91202E-02	898.71
H+	.75485E-10	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
HCO3-	.52383E-10	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
OH-	.23096E-10	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
CO3--	.26543E-14	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00

STREAM SECTION

AIR AIRBACK AIRDRY AIRGREEN B1

STREAM ID	AIR	AIRBACK	AIRDRY	AIRGREEN	B1
FROM :	M	DRYER	----	PLANTS	FL1
TO :	DRYER	PLANTS	M	----	HTX2
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	6.2052-02	3.8923-02	0.0	6.2051-02	8.8102-02
O2	0.5428	0.5428	0.5428	0.5428	4.8007-13
N2	2.0236	2.0236	2.0236	2.0236	5.1957-13
CO2	1.3270-03	1.3270-03	9.3298-04	1.3270-03	3.6303-13
AR	2.4206-02	2.4206-02	2.4206-02	2.4206-02	2.4815-14
LI+	0.0	0.0	0.0	0.0	2.3943-02
CL-	0.0	0.0	0.0	0.0	2.3943-02
H+	0.0	0.0	0.0	0.0	2.5082-11
HCO3-	0.0	0.0	0.0	0.0	5.8710-14
OH-	0.0	0.0	0.0	0.0	2.5023-11
COMPONENTS: MOLE FRAC					
H2O	2.3380-02	1.4795-02	0.0	2.3380-02	0.6478
O2	0.2045	0.2063	0.2094	0.2045	3.5302-12
N2	0.7624	0.7691	0.7808	0.7624	3.8207-12
CO2	5.0000-04	5.0439-04	3.6000-04	5.0000-04	2.6696-12
AR	9.1202-03	9.2004-03	9.3400-03	9.1202-03	1.8248-13
LI+	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1760
CL-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1760
H+	0.0	0.0	0.0	0.0	1.8444-10
HCO3-	0.0	0.0	0.0	0.0	4.3173-13
OH-	0.0	0.0	0.0	0.0	1.8401-10
COMPONENTS: KG/SEC					
H2O	1.1178	0.7012	0.0	1.1178	1.5871
O2	17.3702	17.3702	17.3702	17.3702	1.5362-11
N2	56.6879	56.6879	56.6879	56.6879	1.4555-11
CO2	5.8402-02	5.8402-02	4.1060-02	5.8402-02	1.5977-11
AR	0.9669	0.9669	0.9669	0.9669	9.9129-13
LI+	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1661
CL-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.8488
H+	0.0	0.0	0.0	0.0	2.5283-11
HCO3-	0.0	0.0	0.0	0.0	3.5824-12
OH-	0.0	0.0	0.0	0.0	4.2558-10
COMPONENTS: MASS FRAC					
H2O	1.4670-02	9.2526-03	0.0	1.4670-02	0.6099
O2	0.2279	0.2292	0.2314	0.2279	5.9034-12
N2	0.7439	0.7480	0.7551	0.7439	5.5933-12
CO2	7.6642-04	7.7063-04	5.4699-04	7.6642-04	6.1397-12
AR	1.2690-02	1.2759-02	1.2881-02	1.2690-02	3.8095-13
LI+	0.0	0.0	0.0	0.0	6.3864-02
CL-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.3262
H+	0.0	0.0	0.0	0.0	9.7159-12
HCO3-	0.0	0.0	0.0	0.0	1.3767-12
OH-	0.0	0.0	0.0	0.0	1.6355-10

STREAM SECTION

AIR AIRBACK AIRDRY AIRGREEN B1 (CONTINUED)

STREAM ID	AIR	AIRBACK	AIRDRY	AIRGREEN	B1
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	2.6540	2.6309	2.5916	2.6540	0.1359
KG/SEC	76.2014	75.7847	75.0662	76.2013	2.6021
CUM/SEC	64.2361	66.4163	62.7343	64.2360	2.1873-03
STATE VARIABLES:					
TEMP C	22.0000	34.6455	22.0000	22.0000	63.5000
PRES BAR	1.0132	1.0132	1.0132	1.0132	7.9548-02
VFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0
LFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:					
J/KMOL	-5.9505+06	-3.5040+06	-2.3616+05	-5.9504+06	-2.6175+08
J/KG	-2.0725+05	-1.2164+05	-8153.1751	-2.0725+05	-1.3679+07
KW	-1.5793+04	-9218.7243	-612.0278	-1.5793+04	-3.5595+04
ENTROPY:					
J/KMOL-K	4182.7736	5551.2769	4401.9722	4182.7817	-1.2330+05
J/KG-K	145.6835	192.7166	151.9748	145.6838	-6443.6782
DENSITY:					
KMOL/CUM	4.1317-02	3.9613-02	4.1311-02	4.1317-02	62.1719
KG/CUM	1.1862	1.1410	1.1965	1.1862	1189.6907
AVG MW	28.7113	28.8053	28.9651	28.7113	19.1354
MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:					
*** ALL PHASES ***					
CPMX KJ/KG-K	1.0204	1.0161	1.0076	1.0204	2.2896
*** VAPOR PHASE ***					
PPMX N/SQM					
H2O	2368.9994	1499.0612	MISSING	2368.9527	MISSING

STREAM SECTION

B1H B2 B2C B2H B3

STREAM ID	B1H	B2	B2C	B2H	B3
FROM :	HTX2	FL2	HTX2	HTX3	FL3
TO :	FL2	HTX3	HTX1	FL3	HTX3
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	8.8102-02	8.0247-02	7.1709-02	8.0247-02	7.1709-02
O2	4.8007-13	0.0	0.0	0.0	0.0
N2	5.1957-13	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	4.0707-13	0.0	0.0	0.0	0.0
AR	2.4815-14	0.0	0.0	0.0	0.0
LI+	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02
CL-	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02
H+	5.4442-11	5.2318-11	1.7500-11	1.2752-10	1.1827-10
HCO3-	1.3831-14	0.0	0.0	0.0	0.0
OH-	5.4427-11	5.2318-11	1.7500-11	1.2752-10	1.1827-10
COMPONENTS: MOLE FRAC					
H2O	0.6478	0.6262	0.5996	0.6262	0.5996
O2	3.5302-12	0.0	0.0	0.0	0.0
N2	3.8207-12	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	2.9934-12	0.0	0.0	0.0	0.0
AR	1.8248-13	0.0	0.0	0.0	0.0
LI+	0.1760	0.1868	0.2002	0.1868	0.2002
CL-	0.1760	0.1868	0.2002	0.1868	0.2002
H+	4.0034-10	4.0831-10	1.4633-10	9.9521-10	9.8890-10
HCO3-	1.0171-13	0.0	0.0	0.0	0.0
OH-	4.0024-10	4.0831-10	1.4633-10	9.9521-10	9.8890-10
COMPONENTS: KG/SEC					
H2O	1.5871	1.4456	1.2918	1.4456	1.2918
O2	1.5362-11	0.0	0.0	0.0	0.0
N2	1.4555-11	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	1.7915-11	0.0	0.0	0.0	0.0
AR	9.9129-13	0.0	0.0	0.0	0.0
LI+	0.1661	0.1661	0.1661	0.1661	0.1661
CL-	0.8488	0.8488	0.8488	0.8488	0.8488
H+	5.4878-11	5.2737-11	1.7640-11	1.2854-10	1.1921-10
HCO3-	8.4395-13	0.0	0.0	0.0	0.0
OH-	9.2567-10	8.8980-10	2.9764-10	2.1688-09	2.0114-09
COMPONENTS: MASS FRAC					
H2O	0.6099	0.5875	0.5600	0.5875	0.5600
O2	5.9034-12	0.0	0.0	0.0	0.0
N2	5.5933-12	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	6.8847-12	0.0	0.0	0.0	0.0
AR	3.8095-13	0.0	0.0	0.0	0.0
LI+	6.3864-02	6.7537-02	7.2040-02	6.7537-02	7.2040-02
CL-	0.3262	0.3449	0.3679	0.3449	0.3679
H+	2.1089-11	2.1432-11	7.6469-12	5.2237-11	5.1677-11
HCO3-	3.2432-13	0.0	0.0	0.0	0.0
OH-	3.5573-10	3.6161-10	1.2902-10	8.8137-10	8.7192-10

STREAM SECTION

B1H B2 B2C B2H B3 (CONTINUED)

STREAM ID	B1H	B2	B2C	B2H	B3
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	0.1359	0.1281	0.1195	0.1281	0.1195
KG/SEC	2.6021	2.4606	2.3068	2.4606	2.3068
CUM/SEC	2.2249-03	2.0910-03	1.8974-03	2.1614-03	2.0117-03
STATE VARIABLES:					
TEMP C	90.6325	96.5000	66.0252	136.0573	141.7973
PRES BAR	0.2730	0.2730	1.0132	1.0132	1.0132
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:					
J/KMOL	-2.6055+08	-2.5903+08	-2.5870+08	-2.5725+08	-2.5551+08
J/KG	-1.3616+07	-1.3488+07	-1.3412+07	-1.3395+07	-1.3246+07
KW	-3.5431+04	-3.3190+04	-3.0939+04	-3.2962+04	-3.0558+04
ENTROPY:					
J/KMOL-K	-1.1928+05	-1.1800+05	-1.1350+05	-1.1330+05	-1.1162+05
J/KG-K	-6233.2573	-6144.4171	-5884.0901	-5899.6153	-5786.5774
DENSITY:					
KMOL/CUM	61.1196	61.2789	63.0308	59.2835	59.4498
KG/CUM	1169.5544	1176.8115	1215.8062	1138.4906	1146.7327
AVG MW	19.1354	19.2041	19.2890	19.2041	19.2890
MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:					
*** ALL PHASES ***					
CPMX KJ/KG-K	2.3430	2.2604	2.0648	2.4492	2.3841

STREAM SECTION

B3C BLEAN BRICH BRIN BRINE

STREAM ID	B3C	BLEAN	BRICH	BRIN	BRINE
FROM :	HTX3	HTX1	DRYER	HTX1	----
TO :	HTX2	HXB	HTX1	FL1	DRYER
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED	LIQUID
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	7.1709-02	7.1709-02	9.4838-02	9.4838-02	7.1709-02
O2	0.0	0.0	1.0928-07	1.0928-07	0.0
N2	0.0	0.0	2.1114-07	2.1114-07	0.0
CO2	0.0	0.0	2.6292-09	2.6934-09	0.0
AR	0.0	0.0	5.3203-09	5.3203-09	0.0
LI+	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02
CL-	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02
H+	4.5199-11	5.5036-12	1.9984-10	1.3893-10	3.7252-12
HCO3-	0.0	0.0	1.9936-10	1.3520-10	0.0
OH-	4.5199-11	5.5036-12	4.7159-13	3.7142-12	3.7252-12
CO3--	0.0	0.0	2.2520-15	3.9535-15	0.0
COMPONENTS: MOLE FRAC					
H2O	0.5996	0.5996	0.6644	0.6644	0.5996
O2	0.0	0.0	7.6566-07	7.6566-07	0.0
N2	0.0	0.0	1.4793-06	1.4793-06	0.0
CO2	0.0	0.0	1.8422-08	1.8871-08	0.0
AR	0.0	0.0	3.7277-08	3.7277-08	0.0
LI+	0.2002	0.2002	0.1677	0.1677	0.2002
CL-	0.2002	0.2002	0.1677	0.1677	0.2002
H+	3.7793-10	4.6019-11	1.4001-09	9.7338-10	3.1148-11
HCO3-	0.0	0.0	1.3968-09	9.4731-10	0.0
OH-	3.7793-10	4.6019-11	3.3042-12	2.6024-11	3.1148-11
CO3--	0.0	0.0	1.5779-14	2.7700-14	0.0
COMPONENTS: KG/SEC					
H2O	1.2918	1.2918	1.7085	1.7085	1.2918
O2	0.0	0.0	3.4968-06	3.4968-06	0.0
N2	0.0	0.0	5.9146-06	5.9146-06	0.0
CO2	0.0	0.0	1.1571-07	1.1854-07	0.0
AR	0.0	0.0	2.1254-07	2.1254-07	0.0
LI+	0.1661	0.1661	0.1661	0.1661	0.1661
CL-	0.8488	0.8488	0.8488	0.8488	0.8488
H+	4.5560-11	5.5477-12	2.0143-10	1.4004-10	3.7550-12
HCO3-	0.0	0.0	1.2164-08	8.2498-09	0.0
OH-	7.6871-10	9.3602-11	8.0205-12	6.3169-11	6.3356-11
CO3--	0.0	0.0	1.3514-13	2.3725-13	0.0
COMPONENTS: MASS FRAC					
H2O	0.5600	0.5600	0.6273	0.6273	0.5600
O2	0.0	0.0	1.2839-06	1.2839-06	0.0
N2	0.0	0.0	2.1717-06	2.1717-06	0.0
CO2	0.0	0.0	4.2486-08	4.3523-08	0.0
AR	0.0	0.0	7.8036-08	7.8036-08	0.0
LI+	7.2040-02	7.2040-02	6.1018-02	6.1018-02	7.2040-02
CL-	0.3679	0.3679	0.3116	0.3116	0.3679
H+	1.9750-11	2.4048-12	7.3960-11	5.1417-11	1.6277-12
HCO3-	0.0	0.0	4.4664-09	3.0290-09	0.0
OH-	3.3323-10	4.0575-11	2.9449-12	2.3194-11	2.7464-11

STREAM SECTION

B3C BLEAN BRICH BRIN BRINE (CONTINUED)

STREAM ID	B3C	BLEAN	BRICH	BRIN	BRINE
CO3--	0.0	0.0	4.9619-14	8.7109-14	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	0.1195	0.1195	0.1427	0.1427	0.1196
KG/SEC	2.3068	2.3068	2.7235	2.7235	2.3068
CUM/SEC	1.9393-03	1.8698-03	2.2756-03	2.2996-03	1.8646-03
STATE VARIABLES:					
TEMP C	99.0704	34.1776	31.6776	55.1322	25.0000
PRES BAR	1.0132	1.0132	1.0132	1.0132	1.0132
VFRAC	0.0	0.0	0.0	4.8672-07	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:					
J/KMOL	-2.5736+08	-2.5996+08	-2.6419+08	-2.6314+08	-2.6031+08
J/KG	-1.3342+07	-1.3477+07	-1.3845+07	-1.3789+07	-1.3495+07
KW	-3.0779+04	-3.1089+04	-3.7706+04	-3.7556+04	-3.1132+04
ENTROPY:					
J/KMOL-K	-1.0973+05	-1.1738+05	-1.2329+05	-1.1997+05	-1.1857+05
J/KG-K	-5688.8160	-6085.4473	-6460.9213	-6286.8048	-6146.8991
DENSITY:					
KMOL/CUM	61.6705	63.9612	62.7188	62.0640	64.1383
KG/CUM	1189.5667	1233.7523	1196.8397	1184.3447	1237.1691
AVG MW	19.2890	19.2890	19.0826	19.0826	19.2890
MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:					
*** ALL PHASES ***					
CPMX KJ/KG-K	2.0915	2.0278	2.3431	2.3592	2.0269
*** VAPOR PHASE ***					
PPMX N/SQM					
H2O	MISSING	MISSING	MISSING	5878.1462	MISSING

STREAM SECTION

BRINEOUT CO2 DRAIN G1 G2

STREAM ID	BRINEOUT	CO2	DRAIN	G1	G2
FROM :	HXB	----	PLANTS	COND1	COND2
TO :	----	M	----	PUMP	----
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	VAPOR	MISSING	VAPOR	MISSING
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	7.1709-02	0.0	0.0	1.4351-06	0.0
O2	0.0	0.0	0.0	1.0865-07	0.0
N2	0.0	0.0	0.0	2.1050-07	0.0
CO2	0.0	3.9405-04	0.0	2.3633-09	0.0
AR	0.0	0.0	0.0	5.2869-09	0.0
LI+	2.3943-02	0.0	0.0	0.0	0.0
CL-	2.3943-02	0.0	0.0	0.0	0.0
H+	3.7252-12	0.0	0.0	0.0	0.0
OH-	3.7251-12	0.0	0.0	0.0	0.0
COMPONENTS: MOLE FRAC					
H2O	0.5996	0.0	0.0	0.8145	0.0
O2	0.0	0.0	0.0	6.1666-02	0.0
N2	0.0	0.0	0.0	0.1194	0.0
CO2	0.0	1.0000	0.0	1.3414-03	0.0
AR	0.0	0.0	0.0	3.0008-03	0.0
LI+	0.2002	0.0	0.0	0.0	0.0
CL-	0.2002	0.0	0.0	0.0	0.0
H+	3.1148-11	0.0	0.0	0.0	0.0
OH-	3.1148-11	0.0	0.0	0.0	0.0
COMPONENTS: KG/SEC					
H2O	1.2918	0.0	0.0	2.5853-05	0.0
O2	0.0	0.0	0.0	3.4766-06	0.0
N2	0.0	0.0	0.0	5.8967-06	0.0
CO2	0.0	1.7342-02	0.0	1.0401-07	0.0
AR	0.0	0.0	0.0	2.1120-07	0.0
LI+	0.1661	0.0	0.0	0.0	0.0
CL-	0.8488	0.0	0.0	0.0	0.0
H+	3.7550-12	0.0	0.0	0.0	0.0
OH-	6.3355-11	0.0	0.0	0.0	0.0
COMPONENTS: MASS FRAC					
H2O	0.5600	0.0	MISSING	0.7274	MISSING
O2	0.0	0.0	MISSING	9.7819-02	MISSING
N2	0.0	0.0	MISSING	0.1659	MISSING
CO2	0.0	1.0000	MISSING	2.9265-03	MISSING
AR	0.0	0.0	MISSING	5.9425-03	MISSING
LI+	7.2040-02	0.0	MISSING	0.0	MISSING
CL-	0.3679	0.0	MISSING	0.0	MISSING
H+	1.6277-12	0.0	MISSING	0.0	MISSING
OH-	2.7464-11	0.0	MISSING	0.0	MISSING
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	0.1195	3.9405-04	0.0	1.7619-06	0.0
KG/SEC	2.3068	1.7342-02	0.0	3.5541-05	0.0
CUM/SEC	1.8646-03	9.4945-03	0.0	5.7168-04	0.0

STREAM SECTION

BRINEOUT CO2 DRAIN G1 G2 (CONTINUED)

STREAM ID	BRINEOUT	CO2	DRAIN	G1	G2
STATE VARIABLES:					
TEMP C	25.0000	22.0000	MISSING	37.5000	MISSING
PRES BAR	1.0132	1.0132	1.0132	7.9548-02	0.2730
VFRAC	0.0	1.0000	MISSING	1.0000	MISSING
LFRAC	1.0000	0.0	MISSING	0.0	MISSING
SFRAC	0.0	0.0	MISSING	0.0	MISSING
ENTHALPY:					
J/KMOL	-2.6031+08	-3.9392+08	MISSING	-1.9723+08	MISSING
J/KG	-1.3495+07	-8.9506+06	MISSING	-9.7773+06	MISSING
KW	-3.1132+04	-155.2216	MISSING	-0.3475	MISSING
ENTROPY:					
J/KMOL-K	-1.1857+05	2494.3539	MISSING	-8496.3209	MISSING
J/KG-K	-6146.8960	56.6769	MISSING	-421.1827	MISSING
DENSITY:					
KMOL/CUM	64.1383	4.1503-02	MISSING	3.0819-03	MISSING
KG/CUM	1237.1694	1.8265	MISSING	6.2170-02	MISSING
AVG MW	19.2890	44.0100	MISSING	20.1725	MISSING
MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:					
*** ALL PHASES ***					
CPMX KJ/KG-K	2.0269	0.8460	MISSING	1.6316	MISSING
*** VAPOR PHASE ***					
PPMX N/SQM					
H2O	MISSING	MISSING	MISSING	6479.2866	MISSING

STREAM SECTION

G3 L L1 L2 L3

STREAM ID	G3	L	L1	L2	L3
FROM :	COND3	HXL	COND1	COND2	COND3
TO :	----	PLANTS	PLANTS	HXL	HXL
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	MISSING	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	0.0	1.6393-02	6.7347-03	7.8549-03	8.5381-03
O2	0.0	4.8006-13	6.2953-10	4.8006-13	0.0
N2	0.0	5.1957-13	6.4063-10	5.1957-13	0.0
CO2	0.0	1.1782-13	3.2613-10	1.7330-13	0.0
AR	0.0	2.4814-14	3.3340-11	2.4814-14	0.0
H+	0.0	5.9046-11	1.4129-10	5.1047-11	1.1311-10
HCO3-	0.0	3.0344-13	1.3872-10	2.4805-13	0.0
OH-	0.0	5.8742-11	2.5570-12	5.0799-11	1.1311-10
CO3--	0.0	9.7232-17	6.9474-15	0.0	0.0
COMPONENTS: MOLE FRAC					
H2O	0.0	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
O2	0.0	2.9285-11	9.3476-08	6.1117-11	0.0
N2	0.0	3.1695-11	9.5124-08	6.6146-11	0.0
CO2	0.0	7.1875-12	4.8425-08	2.2063-11	0.0
AR	0.0	1.5137-12	4.9505-09	3.1591-12	0.0
H+	0.0	3.6019-09	2.0980-08	6.4988-09	1.3248-08
HCO3-	0.0	1.8510-11	2.0598-08	3.1580-11	0.0
OH-	0.0	3.5834-09	3.7967-10	6.4672-09	1.3248-08
CO3--	0.0	5.9313-15	1.0316-12	0.0	0.0
COMPONENTS: KG/SEC					
H2O	0.0	0.2953	0.1213	0.1415	0.1538
O2	0.0	1.5362-11	2.0144-08	1.5362-11	0.0
N2	0.0	1.4555-11	1.7946-08	1.4555-11	0.0
CO2	0.0	5.1855-12	1.4353-08	7.6271-12	0.0
AR	0.0	9.9128-13	1.3319-09	9.9128-13	0.0
H+	0.0	5.9518-11	1.4243-10	5.1456-11	1.1401-10
HCO3-	0.0	1.8515-11	8.4646-09	1.5136-11	0.0
OH-	0.0	9.9905-10	4.3488-11	8.6396-10	1.9237-09
CO3--	0.0	5.8348-15	4.1691-13	0.0	0.0
COMPONENTS: MASS FRAC					
H2O	MISSING	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
O2	MISSING	5.2017-11	1.6604-07	1.0856-10	0.0
N2	MISSING	4.9285-11	1.4792-07	1.0286-10	0.0
CO2	MISSING	1.7559-11	1.1830-07	5.3900-11	0.0
AR	MISSING	3.3567-12	1.0978-08	7.0053-12	0.0
H+	MISSING	2.0154-10	1.1739-09	3.6363-10	7.4125-10
HCO3-	MISSING	6.2694-11	6.9768-08	1.0696-10	0.0
OH-	MISSING	3.3830-09	3.5844-10	6.1055-09	1.2507-08
CO3--	MISSING	1.9758-14	3.4363-12	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	0.0	1.6393-02	6.7347-03	7.8549-03	8.5381-03
KG/SEC	0.0	0.2953	0.1213	0.1415	0.1538
CUM/SEC	0.0	2.9822-04	1.2216-04	1.4441-04	1.6042-04

STREAM SECTION

G3 L L1 L2 L3 (CONTINUED)

STREAM ID	G3	L	L1	L2	L3
STATE VARIABLES:					
TEMP C	MISSING	45.0000	37.5000	66.0000	99.0000
PRES BAR	1.0132	1.0132	7.9548-02	0.2730	1.0132
VFRAC	MISSING	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	MISSING	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	MISSING	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:					
J/KMOL	MISSING	-2.8450+08	-2.8507+08	-2.8292+08	-2.8042+08
J/KG	MISSING	-1.5792+07	-1.5824+07	-1.5705+07	-1.5566+07
KW	MISSING	-4663.7952	-1919.8318	-2222.2897	-2394.2655
ENTROPY:					
J/KMOL-K	MISSING	-1.5828+05	-1.6007+05	-1.5346+05	-1.4644+05
J/KG-K	MISSING	-8785.7962	-8885.2012	-8518.3015	-8128.6349
DENSITY:					
KMOL/CUM	MISSING	54.9686	55.1308	54.3943	53.2242
KG/CUM	MISSING	990.2607	993.1821	979.9147	958.8355
AVG MW	MISSING	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150
MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:					
*** ALL PHASES ***					
CPMX KJ/KG-K	MISSING	4.1790	4.1779	4.1872	4.2143

STREAM SECTION

V1 V2 V3 VENT VL

STREAM ID	V1	V2	V3	VENT	VL
FROM :	FL1	FL2	FL3	PUMP	HTX4
TO :	HTX4	COND2	COND3	----	COND1
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MIXED
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	6.7361-03	7.8549-03	8.5381-03	1.4351-06	6.7361-03
O2	1.0928-07	4.8006-13	0.0	1.0865-07	1.0928-07
N2	2.1114-07	5.1957-13	0.0	2.1050-07	2.1114-07
CO2	2.8282-09	4.2141-13	0.0	2.3633-09	2.6895-09
AR	5.3203-09	2.4814-14	0.0	5.2869-09	5.3203-09
H+	0.0	0.0	0.0	0.0	1.4129-10
HCO3-	0.0	0.0	0.0	0.0	1.3872-10
OH-	0.0	0.0	0.0	0.0	2.5570-12
CO3--	0.0	0.0	0.0	0.0	6.9474-15
COMPONENTS: MOLE FRAC					
H2O	0.9999	1.0000	1.0000	0.8145	0.9999
O2	1.6222-05	6.1117-11	0.0	6.1666-02	1.6222-05
N2	3.1343-05	6.6146-11	0.0	0.1194	3.1343-05
CO2	4.1983-07	5.3649-11	0.0	1.3414-03	3.9924-07
AR	7.8977-07	3.1591-12	0.0	3.0008-03	7.8977-07
H+	0.0	0.0	0.0	0.0	2.0975-08
HCO3-	0.0	0.0	0.0	0.0	2.0593-08
OH-	0.0	0.0	0.0	0.0	3.7958-10
CO3--	0.0	0.0	0.0	0.0	1.0313-12
COMPONENTS: KG/SEC					
H2O	0.1213	0.1415	0.1538	2.5853-05	0.1213
O2	3.4968-06	1.5362-11	0.0	3.4766-06	3.4968-06
N2	5.9146-06	1.4555-11	0.0	5.8967-06	5.9146-06
CO2	1.2447-07	1.8546-11	0.0	1.0401-07	1.1836-07
AR	2.1253-07	9.9128-13	0.0	2.1120-07	2.1253-07
H+	0.0	0.0	0.0	0.0	1.4243-10
HCO3-	0.0	0.0	0.0	0.0	8.4646-09
OH-	0.0	0.0	0.0	0.0	4.3488-11
CO3--	0.0	0.0	0.0	0.0	4.1691-13
COMPONENTS: MASS FRAC					
H2O	0.9999	1.0000	1.0000	0.7274	0.9999
O2	2.8813-05	1.0856-10	0.0	9.7819-02	2.8813-05
N2	4.8736-05	1.0286-10	0.0	0.1659	4.8736-05
CO2	1.0256-06	1.3106-10	0.0	2.9265-03	9.7530-07
AR	1.7513-06	7.0053-12	0.0	5.9425-03	1.7513-06
H+	0.0	0.0	0.0	0.0	1.1736-09
HCO3-	0.0	0.0	0.0	0.0	6.9747-08
OH-	0.0	0.0	0.0	0.0	3.5833-10
CO3--	0.0	0.0	0.0	0.0	3.4353-12
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	6.7364-03	7.8549-03	8.5381-03	1.7619-06	6.7364-03
KG/SEC	0.1213	0.1415	0.1538	3.5541-05	0.1213
CUM/SEC	2.3686	0.8825	0.2891	1.0642-04	6.9383-04

STREAM SECTION

V1 V2 V3 VENT VL (CONTINUED)

STREAM ID	V1	V2	V3	VENT	VL
STATE VARIABLES:					
TEMP C	63.5000	96.5000	141.7973	463.5180	37.5000
PRES BAR	7.9548-02	0.2730	1.0132	1.0132	7.9548-02
VFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	2.6154-04
LFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.9997
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:					
J/KMOL	-2.4069+08	-2.3959+08	-2.3807+08	-1.8250+08	-2.8504+08
J/KG	-1.3360+07	-1.3300+07	-1.3215+07	-9.0470+06	-1.5822+07
KW	-1621.3983	-1881.9511	-2032.6735	-0.3215	-1920.1793
ENTROPY:					
J/KMOL-K	-1.9120+04	-2.6218+04	-3.3207+04	-14.3146	-1.6003+05
J/KG-K	-1061.3034	-1455.3395	-1843.2986	-0.7096	-8882.7224
DENSITY:					
KMOL/CUM	2.8441-03	8.9007-03	2.9528-02	1.6555-02	9.7090
KG/CUM	5.1237-02	0.1603	0.5319	0.3339	174.9132
AVG MW	18.0155	18.0150	18.0150	20.1725	18.0155
MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:					
*** ALL PHASES ***					
CPMX KJ/KG-K	1.8823	1.8971	1.9232	1.8241	4.1772
*** VAPOR PHASE ***					
PPMX N/SQM					
H2O	7954.3664	2.7302+04	1.0133+05	8.2531+04	6479.2866

STREAM SECTION

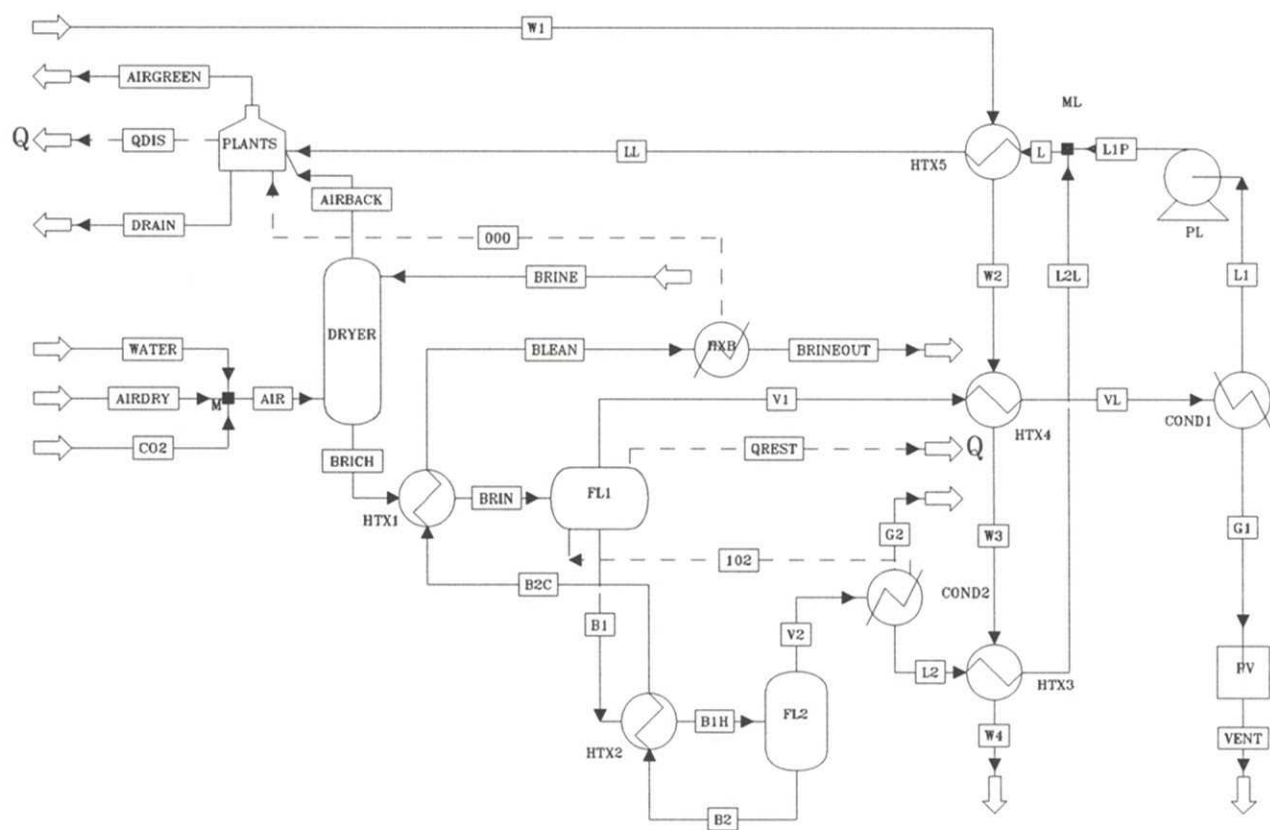
W1 W2 W3 WATER

STREAM ID	W1	W2	W3	WATER
FROM :	----	HTX4	HXW	----
TO :	HTX4	HXW	----	M
SUBSTREAM: MIXED				
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR
COMPONENTS: KMOL/SEC				
H2O	0.3885	0.3885	0.3885	6.2052-02
H+	1.0067-09	1.4054-09	1.4770-09	0.0
OH-	1.0067-09	1.4054-09	1.4770-09	0.0
COMPONENTS: MOLE FRAC				
H2O	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
H+	2.5908-09	3.6169-09	3.8012-09	0.0
OH-	2.5908-09	3.6169-09	3.8012-09	0.0
COMPONENTS: KG/SEC				
H2O	7.0000	7.0000	7.0000	1.1178
H+	1.0147-09	1.4167-09	1.4888-09	0.0
OH-	1.7121-08	2.3902-08	2.5120-08	0.0
COMPONENTS: MASS FRAC				
H2O	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
H+	1.4496-10	2.0238-10	2.1269-10	0.0
OH-	2.4459-09	3.4146-09	3.5886-09	0.0
TOTAL FLOW:				
KMOL/SEC	0.3885	0.3885	0.3885	6.2052-02
KG/SEC	7.0000	7.0000	7.0000	1.1178
CUM/SEC	7.0414-03	7.0695-03	7.0745-03	1.4887
STATE VARIABLES:				
TEMP C	35.0000	45.2160	46.8308	23.1212
PRES BAR	1.0132	1.0132	1.0132	1.0132
VFRAC	0.0	0.0	0.0	1.0000
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	0.0
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:				
J/KMOL	-2.8525+08	-2.8448+08	-2.8436+08	-2.4214+08
J/KG	-1.5834+07	-1.5792+07	-1.5785+07	-1.3441+07
KW	-1.1084+05	-1.1054+05	-1.1049+05	-1.5026+04
ENTROPY:				
J/KMOL-K	-1.6068+05	-1.5823+05	-1.5784+05	-4.4763+04
J/KG-K	-8919.2271	-8782.9599	-8761.8160	-2484.7708
DENSITY:				
KMOL/CUM	55.1826	54.9636	54.9250	4.1682-02
KG/CUM	994.1158	990.1692	989.4754	0.7509
AVG MW	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150

MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:

*** ALL PHASES ***				
CPMX KJ/KG-K	4.1775	4.1790	4.1794	1.8929
*** VAPOR PHASE ***				
PPMX N/SQM				
H2O	MISSING	MISSING	MISSING	1.0133+05

Bijlage 5 Aspen data file: case 12



TM

HOTLINE:
U.S.A. 617/577-0337
EUROPE (32) 2/726-9303

JANUARY 21, 1997
TUESDAY
1:59:49 P.M.

ASPEN PLUS (TM) IS A PROPRIETARY PRODUCT OF ASPEN TECHNOLOGY, INC. (ASPENTECH), AND MAY BE USED ONLY UNDER AGREEMENT WITH ASPENTECH. RESTRICTED RIGHTS LEGEND: USE, REPRODUCTION, OR DISCLOSURE BY THE U.S. GOVERNMENT IS SUBJECT TO RESTRICTIONS SET FORTH IN (i) FAR 52.227-14, Alt. III, (ii) FAR 52.227-19, (iii) DFARS 252.227-7013(c)(1)(ii), or (iv) THE ACCOMPANYING LICENSE AGREEMENT, AS APPLICABLE. FOR PURPOSES OF THE FAR, THIS SOFTWARE SHALL BE DEEMED TO BE "UNPUBLISHED" AND LICENSED WITH DISCLOSURE PROHIBITIONS. CONTRACTOR/SUBCONTRACTOR: ASPEN TECHNOLOGY, INC. TEN CANAL PARK, CAMBRIDGE, MA 02141.

TABLE OF CONTENTS

RUN CONTROL SECTION.....	1
RUN CONTROL INFORMATION.....	1
FLOWSHEET SECTION.....	2
FLOWSHEET CONNECTIVITY BY STREAMS.....	2
FLOWSHEET CONNECTIVITY BY BLOCKS.....	2
CONVERGENCE STATUS SUMMARY.....	2
DESIGN-SPEC: CO2.....	3
DESIGN-SPEC: DRYING.....	3
DESIGN-SPEC: HTX4.....	4
DESIGN-SPEC: TDEW.....	4
DESIGN-SPEC: TEMP.....	4
DESIGN-SPEC: VOLUME.....	5
FORTRAN BLOCK: F-1.....	5
CONVERGENCE BLOCK: DRYING.....	5
CONVERGENCE BLOCK: AIR.....	6
CONVERGENCE BLOCK: HTX35.....	7
CONVERGENCE BLOCK: TEAR.....	9
COMPUTATIONAL SEQUENCE.....	10
OVERALL FLOWSHEET BALANCE.....	10
SENSITIVITY BLOCK SECTION.....	11
SENSITIVITY BLOCK: S-1.....	11
PHYSICAL PROPERTIES SECTION.....	14
COMPONENTS.....	14
U-O-S BLOCK SECTION.....	15
BLOCK: COND1 MODEL: FLASH2.....	15
BLOCK: COND2 MODEL: FLASH2.....	16
BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC.....	17
BLOCK: FL1 MODEL: FLASH2.....	23
BLOCK: FL2 MODEL: FLASH2.....	25
BLOCK: HTX1 MODEL: HEATX.....	26
BLOCK: HTX2 MODEL: HEATX.....	28
BLOCK: HTX3 MODEL: HEATX.....	31
BLOCK: HTX4 MODEL: HEATX.....	33
BLOCK: HTX5 MODEL: HEATX.....	36
BLOCK: HXB MODEL: HEATER.....	38
BLOCK: M MODEL: MIXER.....	39
BLOCK: ML MODEL: MIXER.....	40

TABLE OF CONTENTS

BLOCK: PL	MODEL: PUMP.....	40
BLOCK: PLANTS	MODEL: FLASH2.....	41
BLOCK: PV	MODEL: COMPR.....	42
STREAM SECTION.....		44
AIR AIRBACK AIRDRY AIRGREEN B1.....		44
B1H B2 B2C BLEAN BRICH.....		46
BRIN BRINE BRINEOUT CO2 DRAIN.....		48
G1 G2 L L1 L1P.....		50
L2 L2L LL V1 V2.....		52
VENT VL W1 W2 W3.....		54
W4 WATER.....		56
000 102 QDIS QREST.....		57
PHYSICAL PROPERTY TABLES SECTION.....		58
FLASH CURVE TABLE: PT-1.....		58
PROBLEM STATUS SECTION.....		60
BLOCK STATUS.....		60

RUN CONTROL SECTION

RUN CONTROL INFORMATION

THIS COPY OF ASPEN PLUS LICENSED TO TNO - MEP

TYPE OF RUN: NEW

INPUT FILE NAME: _3020blg.inm

OUTPUT PROBLEM DATA FILE NAME: _3020blg VERSION NO. 1
LOCATED IN:

PDF SIZE USED FOR INPUT TRANSLATION:

NUMBER OF FILE RECORDS (PSIZE)	=	0
NUMBER OF IN-CORE RECORDS	=	256
PSIZE NEEDED FOR SIMULATION	=	256

CALLING PROGRAM NAME: apmain
LOCATED IN: /users/aspen/ap921/aspenplus

SIMULATION REQUESTED FOR ENTIRE FLOWSHEET

FLowsheet SECTION

FLowsheet CONNECTIVITY BY STREAMS

STREAM	SOURCE	DEST	STREAM	SOURCE	DEST
BRINE	----	DRYER	WATER	----	M
CO2	----	M	AIRDRY	----	M
W1	----	HTX5	AIRBACK	DRYER	PLANTS
BRICH	DRYER	HTX1	AIR	M	DRYER
AIRGREEN	PLANTS	----	DRAIN	PLANTS	----
QDIS	PLANTS	----	V1	FL1	HTX4
B1	FL1	HTX2	QREST	FL1	----
BLEAN	HTX1	HXB	BRIN	HTX1	FL1
G2	COND2	----	L2	COND2	HTX3
102	COND2	FL1	V2	FL2	COND2
B2	FL2	HTX2	B2C	HTX2	HTX1
B1H	HTX2	FL2	G1	COND1	PV
L1	COND1	PL	VENT	PV	----
BRINEOUT	HXB	----	000	HXB	PLANTS
VL	HTX4	COND1	W3	HTX4	HTX3
L	ML	HTX5	L1P	PL	ML
L2L	HTX3	ML	W4	HTX3	----
LL	HTX5	PLANTS	W2	HTX5	HTX4

FLowsheet CONNECTIVITY BY BLOCKS

BLOCK	INLETS	OUTLETS
DRYER	BRINE AIR	AIRBACK BRICH
M	AIRDRY CO2 WATER	AIR
PLANTS	AIRBACK LL 000	AIRGREEN DRAIN QDIS
FL1	BRIN 102	V1 B1 QREST
HTX1	B2C BRICH	BLEAN BRIN
COND2	V2	G2 L2 102
FL2	B1H	V2 B2
HTX2	B2 B1	B2C B1H
COND1	VL	G1 L1
PV	G1	VENT
HXB	BLEAN	BRINEOUT 000
HTX4	V1 W2	VL W3
ML	L1P L2L	L
PL	L1	L1P
HTX3	L2 W3	L2L W4
HTX5	L W1	LL W2

FLowsheet Section

CONVERGENCE STATUS SUMMARY

DESIGN-SPEC SUMMARY

=====

DESIGN SPEC	ERROR	TOLERANCE	ERR/TOL	VARIABLE	STAT	CONV BLOCK
-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
CO2	.27853E-15	.10000E-06	.27853E-08	.17342E-01	#	AIR
DRYING	-.13866E-06	.25000E-06	-.55463	.23943E-01	#	DRYING
HTX4	-.19632E-05	.10000E-01	-.19632E-03	5.6607	#	HTX35
TDEW	-.11141E-08	.10000E-05	-.11141E-02	1.1179	#	AIR
TEMP	.17053E-12	.10000E-05	.17053E-06	23.121	#	AIR
VOLUME	.14211E-13	.25000E-05	.56843E-08	75.066	#	AIR

TEAR STREAM SUMMARY

=====

STREAM ID	MAXIMUM ERROR	TOLERANCE	MAXIMUM ERR/TOL	VARIABLE ID	STAT	CONV BLOCK
-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
L	.17680E-17	.23833E-16	.74183E-01	OH- MOLEFLOW	#	HTX35
B1	.11335E-19	.13990E-17	.81017E-02	CO2 MOLEFLOW	#	TEAR
B2	.42346E-23	.64014E-20	.66151E-03	CO2 MOLEFLOW	#	TEAR

= CONVERGED
 * = NOT CONVERGED
 LB = AT LOWER BOUNDS
 UB = AT UPPER BOUNDS

DESIGN-SPEC: CO2

SAMPLED VARIABLES:

CO2 : CO2 MOLEFRAC IN STREAM AIR SUBSTREAM MIXED

SPECIFICATION:

MAKE CO2 APPROACH 0.00050000
 WITHIN 0.100000-06

MANIPULATED VARIABLES:

VARY : TOTAL MASSFLOW IN STREAM CO2 SUBSTREAM MIXED
 LOWER LIMIT = 0.016500 KG/SEC
 UPPER LIMIT = 0.018300 KG/SEC
 FINAL VALUE = 0.017342 KG/SEC

DESIGN-SPEC: DRYING

SAMPLED VARIABLES:

MFAIR : H2O MASSFLOW IN STREAM AIR SUBSTREAM MIXED
 MFAIRB : H2O MASSFLOW IN STREAM AIRBACK SUBSTREAM MIXED

FLWSHEET SECTION

DESIGN-SPEC: DRYING (CONTINUED)

SPECIFICATION:

MAKE MFAIR-MFAIRB APPROACH 0.41667
WITHIN 0.250000-06

MANIPULATED VARIABLES:

VARY : LI+ MOLEFLOW IN STREAM BRINE SUBSTREAM MIXED
LOWER LIMIT = 0.022500 KMOL/SEC
UPPER LIMIT = 0.025500 KMOL/SEC
FINAL VALUE = 0.023943 KMOL/SEC

DESIGN-SPEC: HTX4

SAMPLED VARIABLES:

SEC1 : SENTENCE=SECT-REPORT VARIABLE=THOT ID1=1 IN UOS BLOCK HTX4
SEC2 : SENTENCE=SECT-REPORT VARIABLE=TCOLD ID1=2 IN UOS BLOCK HTX4

SPECIFICATION:

MAKE SEC1-SEC2 APPROACH 5.00000
WITHIN 0.010000

MANIPULATED VARIABLES:

VARY : TOTAL MASSFLOW IN STREAM W1 SUBSTREAM MIXED
LOWER LIMIT = 3.00000 KG/SEC
UPPER LIMIT = 7.00000 KG/SEC
FINAL VALUE = 5.66071 KG/SEC

DESIGN-SPEC: TDEW

SAMPLED VARIABLES:

TDEW : PROPERTY STRMPROP TDEW IN STREAM AIR

SPECIFICATION:

MAKE TDEW APPROACH 20.0000
WITHIN 0.100000-05

MANIPULATED VARIABLES:

VARY : TOTAL MASSFLOW IN STREAM WATER SUBSTREAM MIXED
LOWER LIMIT = 1.10000 KG/SEC
UPPER LIMIT = 1.15000 KG/SEC
FINAL VALUE = 1.11787 KG/SEC

DESIGN-SPEC: TEMP

SAMPLED VARIABLES:

TEMP : TEMPERATURE IN STREAM AIR SUBSTREAM MIXED

FLWSHEET SECTION

DESIGN-SPEC: TEMP (CONTINUED)

SPECIFICATION:

MAKE TEMP APPROACH 22.0000
WITHIN 0.100000-05

MANIPULATED VARIABLES:

VARY : TEMPERATURE IN STREAM WATER SUBSTREAM MIXED
LOWER LIMIT = 23.0000 C
UPPER LIMIT = 23.5000 C
FINAL VALUE = 23.1212 C

DESIGN-SPEC: VOLUME

SAMPLED VARIABLES:

VFLOW : PROPERTY STRMPROP VOLUME IN STREAM AIR

SPECIFICATION:

MAKE VFLOW APPROACH 64.2361
WITHIN 0.250000-05

MANIPULATED VARIABLES:

VARY : TOTAL MASSFLOW IN STREAM AIRDRY SUBSTREAM MIXED
LOWER LIMIT = 73.7500 KG/SEC
UPPER LIMIT = 76.2500 KG/SEC
FINAL VALUE = 75.0662 KG/SEC

FORTRAN BLOCK: F-1

SAMPLED VARIABLES:

MFLI : LI+ MOLEFLOW IN STREAM BRINE SUBSTREAM MIXED
MFCL : CL- MOLEFLOW IN STREAM BRINE SUBSTREAM MIXED
MFW : H2O MOLEFLOW IN STREAM BRINE SUBSTREAM MIXED

FORTRAN STATEMENTS:

MFCL=MFLI
MFW=2.995030784*MFLI

EXECUTE BEFORE BLOCK DRYER

CONVERGENCE BLOCK: DRYING

SPECS: DRYING

MAXIT= 30 STEP-SIZE= 100.00 % OF RANGE
MAX-STEP= 100. % OF RANGE
XTOL= 1.000000E-08

THE NEW ALGORITHM WAS USED WITH BRACKETING=NO .
METHOD: SECANT STATUS: CONVERGED
TOTAL NUMBER OF ITERATIONS: 3

FLWSHEET SECTION

CONVERGENCE BLOCK: DRYING (CONTINUED)

*** FINAL VALUES ***

VARIABLE		VALUE	PREV VALUE	ERR/TOL
LI+ MOLEFLOW	KMOL/SEC	.2394280E-01	.2394280E-01	-.5546251E+00

*** ITERATION HISTORY ***

DESIGN-SPEC ID: DRYING

ITERATION	VARIABLE	ERROR	ERR/TOL
1	.2395E-01	.4097E-05	16.39
2	.2398E-01	.2070E-04	82.80
3	.2394E-01	-.1387E-06	-.5546

CONVERGENCE BLOCK: AIR

SPECS: CO2	TDEW	TEMP	VOLUME
MAXIT = 30			
PERTURBATION SIZE (% OF RANGE):		CO2	1.0000
		TDEW	1.0000
		TEMP	1.0000
		VOLUME	1.0000
METHOD: BROYDEN		STATUS: CONVERGED	
TOTAL NUMBER OF ITERATIONS:		6	

*** FINAL VALUES ***

VARIABLE		VALUE	PREV VALUE	ERR/TOL
TOTAL MASSFL	KG/SEC	.1734205E-01	.1734205E-01	.2785315E-08
TOTAL MASSFL	KG/SEC	.1117872E+01	.1117872E+01	-.1114074E-02
TEMPERATURE	C	.2312124E+02	.2312124E+02	.1705303E-06
TOTAL MASSFL	KG/SEC	.7506620E+02	.7506620E+02	.5684342E-08

*** ITERATION HISTORY ***

FLOWSHEET SECTION

CONVERGENCE BLOCK: AIR (CONTINUED)

DESIGN-SPEC ID: CO2

ITERATION	VARIABLE	ERROR	ERR/TOL
-----	-----	-----	-----
1	.1734E-01	-.1429E-09	-.1429E-02
2	.1736E-01	.1539E-06	1.539
3	.1734E-01	-.5372E-08	-.5372E-01
4	.1734E-01	-.1429E-09	-.1429E-02
5	.1734E-01	-.4566E-07	-.4566
6	.1734E-01	.2785E-15	.2785E-08

DESIGN-SPEC ID: TDEW

ITERATION	VARIABLE	ERROR	ERR/TOL
-----	-----	-----	-----
1	1.118	.5522E-05	5.522
2	1.118	.3016E-05	3.016
3	1.118	.7071E-02	7071.
4	1.118	.5522E-05	5.522
5	1.118	-.5255E-02	-5255.
6	1.118	-.1114E-08	-.1114E-02

DESIGN-SPEC ID: TEMP

ITERATION	VARIABLE	ERROR	ERR/TOL
-----	-----	-----	-----
1	23.12	.1288E-07	.1288E-01
2	23.12	-.3485E-07	-.3485E-01
3	23.12	.3481E-06	.3481
4	23.13	.1361E-03	136.1
5	23.12	-.2211E-06	-.2211
6	23.12	.1705E-12	.1705E-06

DESIGN-SPEC ID: VOLUME

ITERATION	VARIABLE	ERROR	ERR/TOL
-----	-----	-----	-----
1	75.07	.8220E-06	.3288
2	75.07	.1068E-04	4.272
3	75.07	.6682E-03	267.3
4	75.07	.3053E-04	12.21
5	75.09	.2089E-01	8358.
6	75.07	.1421E-13	.5684E-08

FLowsheet Section

CONVERGENCE BLOCK: HTX35

 Tear Stream : L
 Tolerance used: .100E-05
 Trace molefrac: .100E-07

SPECS: HTX4
 MAXIT = 30 WAIT = 2
 PERTURBATION SIZE (% OF RANGE): HTX4 1.0000
 METHOD: BROYDEN STATUS: CONVERGED
 TOTAL NUMBER OF ITERATIONS: 8

*** FINAL VALUES ***

VARIABLE		VALUE	PREV VALUE	ERR/TOL
TOTAL MOLEFLOW	KMOL/SEC	.2312886E-01	.2312886E-01	.4500153E-09
H2O MOLEFLOW	KMOL/SEC	.2312884E-01	.2312884E-01	.0000000E+00
O2 MOLEFLOW	KMOL/SEC	.9165906E-08	.9165906E-08	-.1012947E-03
N2 MOLEFLOW	KMOL/SEC	.9875070E-08	.9875070E-08	-.1113737E-03
CO2 MOLEFLOW	KMOL/SEC	.1460765E-08	.1460765E-08	.8570732E-03
AR MOLEFLOW	KMOL/SEC	.4794248E-09	.4794248E-09	-.9870723E-04
LI+ MOLEFLOW	KMOL/SEC	.0000000E+00	.0000000E+00	.0000000E+00
CL- MOLEFLOW	KMOL/SEC	.0000000E+00	.0000000E+00	.0000000E+00
H+ MOLEFLOW	KMOL/SEC	.5779710E-09	.5779710E-09	.8125901E-03
HCO3- MOLEFLOW	KMOL/SEC	.5540803E-09	.5540803E-09	-.2343526E-02
OH- MOLEFLOW	KMOL/SEC	.2383345E-10	.2383345E-10	.7418306E-01
CO3-- MOLEFLOW	KMOL/SEC	.2852290E-13	.2852290E-13	.2115939E-02
PRESSURE	BAR	.1013250E+01	.1013250E+01	.0000000E+00
MASS ENTHALPY	J/KG	-.1574337E+08	-.1574337E+08	.2911519E-03
TOTAL MASSFL	KG/SEC	.5660708E+01	.5660708E+01	-.1963174E-03

*** ITERATION HISTORY ***

DESIGN-SPEC ID: HTX4

ITERATION	VARIABLE	ERROR	ERR/TOL
-----	-----	-----	-----
1	5.000	-2.187	-218.7
2	5.000	-2.759	-275.9
3	5.000	-2.806	-280.6
4	5.040	-2.623	-262.3
5	5.614	-.1728	-17.28
6	5.654	-.2287E-01	-2.287
7	5.660	-.1669E-02	-.1669
8	5.661	-.1963E-05	-.1963E-03

FLWSHEET SECTION

CONVERGENCE BLOCK: HTX35 (CONTINUED)

TEAR STREAMS:

ITERATION	MAX-ERR/TOL	STREAM ID	VARIABLE
1	.1083E+07	L	TOTAL MOLEFLOW
2	-.2465E+05	L	AR MOLEFLOW
3	-2072.	L	AR MOLEFLOW
4	-1695.	L	AR MOLEFLOW
5	4377.	L	AR MOLEFLOW
6	-257.4	L	AR MOLEFLOW
7	-65.18	L	AR MOLEFLOW
8	.7418E-01	L	OH- MOLEFLOW

CONVERGENCE BLOCK: TEAR

Tear Stream : B1 B2
Tolerance used: .100E-05 .100E-05
Trace molefrac: .100E-07 .100E-07

MAXIT = 30 WAIT = 2
METHOD: BROYDEN STATUS: CONVERGED
TOTAL NUMBER OF ITERATIONS: 3

*** FINAL VALUES ***

VARIABLE		VALUE	PREV VALUE	ERR/TOL
TOTAL MOLEFLOW	KMOL/SEC	.1322178E+00	.1322178E+00	-.5849740E-03
TOTAL MOLEFLOW	KMOL/SEC	.1195948E+00	.1195948E+00	-.3662223E-06
H2O MOLEFLOW	KMOL/SEC	.8433218E-01	.8433218E-01	-.9171348E-03
O2 MOLEFLOW	KMOL/SEC	.8840956E-12	.8840956E-12	-.7917186E-02
N2 MOLEFLOW	KMOL/SEC	.1025278E-11	.1025278E-11	-.7917212E-02
CO2 MOLEFLOW	KMOL/SEC	.1399027E-11	.1399027E-11	-.8101725E-02
AR MOLEFLOW	KMOL/SEC	.4357711E-13	.4357711E-13	-.7917186E-02
LI+ MOLEFLOW	KMOL/SEC	.2394280E-01	.2394280E-01	.1449057E-09
CL- MOLEFLOW	KMOL/SEC	.2394280E-01	.2394280E-01	.1449057E-09
H+ MOLEFLOW	KMOL/SEC	.5285915E-10	.5285915E-10	-.2290682E-03
HCO3- MOLEFLOW	KMOL/SEC	.3868286E-13	.3868286E-13	-.7581150E-02
OH- MOLEFLOW	KMOL/SEC	.5282046E-10	.5282046E-10	-.2236821E-03
CO3-- MOLEFLOW	KMOL/SEC	.0000000E+00	.0000000E+00	.0000000E+00
MASS ENTHALPY	J/KG	-.1355704E+08	-.1355704E+08	.8312131E-04
H2O MOLEFLOW	KMOL/SEC	.7170924E-01	.7170924E-01	-.2565802E-05
O2 MOLEFLOW	KMOL/SEC	.0000000E+00	.0000000E+00	.0000000E+00
N2 MOLEFLOW	KMOL/SEC	.0000000E+00	.0000000E+00	.0000000E+00
CO2 MOLEFLOW	KMOL/SEC	.6401399E-14	.6401399E-14	.6615111E-03
AR MOLEFLOW	KMOL/SEC	.0000000E+00	.0000000E+00	.0000000E+00
LI+ MOLEFLOW	KMOL/SEC	.2394280E-01	.2394280E-01	.2927964E-05
CL- MOLEFLOW	KMOL/SEC	.2394280E-01	.2394280E-01	.2927964E-05
H+ MOLEFLOW	KMOL/SEC	.1182669E-09	.1182669E-09	.3810804E-04
HCO3- MOLEFLOW	KMOL/SEC	.0000000E+00	.0000000E+00	.0000000E+00
OH- MOLEFLOW	KMOL/SEC	.1182669E-09	.1182669E-09	.3239489E-04
CO3-- MOLEFLOW	KMOL/SEC	.0000000E+00	.0000000E+00	.0000000E+00

FLowsheet SECTION

CONVERGENCE BLOCK: TEAR (CONTINUED)

MASS ENTHALPY J/KG -.1324636E+08 -.1324636E+08 .1084965E-05

*** ITERATION HISTORY ***

TEAR STREAMS:

ITERATION	MAX-ERR/TOL	STREAM ID	VARIABLE
1	.1215E+05	B1	H2O MOLEFLOW
2	-309.1	B2	H2O MOLEFLOW
3	-.8102E-02	B1	CO2 MOLEFLOW

COMPUTATIONAL SEQUENCE

SEQUENCE USED WAS:

```

AIR M
(RETURN AIR)
DRYING F-1 DRYER
(RETURN DRYING)
S-1
  TEAR HTX2 HTX1 FL2 COND2 FL1
  (RETURN TEAR)
  HTX35 HTX5 HTX4 COND1 PL HTX3 ML
  (RETURN HTX35)
  PV HXB PLANTS
  (RETURN S-1)
  
```

OVERALL FLOWSHEET BALANCE

	*** MASS AND ENERGY BALANCE ***		***	
	IN	OUT	GENERATION	RELATIVE DIFF.
CONVENTIONAL COMPONENTS				
(KMOJ./SEC)				
H2O	.447984	.447984	-.196108E-09	.133353E-08
O2	.542838	.542838	.000000E+00	.204522E-15
N2	2.02363	2.02363	.000000E+00	.219452E-15
CO2	.132703E-02	.132703E-02	-.199361E-09	-.150229E-06
AR	.242056E-01	.242056E-01	.000000E+00	-.143332E-15
LI+	.239428E-01	.239428E-01	.000000E+00	-.211562E-13
CL-	.239428E-01	.239428E-01	.000000E+00	-.211562E-13
H+	.966256E-09	.183715E-08	.196110E-09	-.367300
HCO3-	.000000E+00	.403410E-14	.199359E-09	49417.5
OH-	.966256E-09	.183715E-08	-.325359E-11	-.475816
CO3--	.000000E+00	.000000E+00	.225200E-14	.000000E+00
TOTAL BALANCE				
MOLE (KMOL/SEC)	3.08787	3.08787	-.325134E-11	-.308151E-09
MASS (KG/SEC)	84.1690	84.1690		-.165720E-10
ENTHALPY (KW)	-136440.	-135884.		-.407197E-02

SENSITIVITY BLOCK SECTION

SENSITIVITY BLOCK: S-1

SAMPLED VARIABLES:

QREST : INFO-VAR IN STREAM QREST ID: HEAT
 QFL2 : SENTENCE=PARAM VARIABLE=QCALC IN UOS BLOCK FL2
 QCOND2 : SENTENCE=PARAM VARIABLE=QCALC IN UOS BLOCK COND2
 QFL1 : SENTENCE=PARAM VARIABLE=QCALC IN UOS BLOCK FL1
 V1 : H2O MASSFLOW IN STREAM V1 SUBSTREAM MIXED
 L1 : H2O MASSFLOW IN STREAM L1 SUBSTREAM MIXED
 QHTX3 : SENTENCE=RESULTS VARIABLE=CALC-DUTY IN UOS BLOCK HTX3
 AHTX4 : SENTENCE=RESULTS VARIABLE=CALC-AREA IN UOS BLOCK HTX4
 QHTX4 : SENTENCE=RESULTS VARIABLE=CALC-DUTY IN UOS BLOCK HTX4
 QHTX5 : SENTENCE=RESULTS VARIABLE=CALC-DUTY IN UOS BLOCK HTX5
 TEMPW4 : TEMPERATURE IN STREAM W4 SUBSTREAM MIXED
 QDIS : INFO-VAR IN STREAM QDIS ID: HEAT
 W1 : TOTAL MASSFLOW IN STREAM W1 SUBSTREAM MIXED

VARIED VARIABLES:

VARY 1: SENTENCE=PARAM VARIABLE=PRES IN UOS BLOCK FL1
 LIST = 0.2541

TABULATED VARIABLES:

COLUMN 2: QREST
 COLUMN 3: QFL2
 COLUMN 4: QCOND2
 COLUMN 5: QFL1
 COLUMN 6: V1
 COLUMN 7: L1
 COLUMN 8: QHTX3
 COLUMN 9: QHTX4
 COLUMN 10: AHTX4
 COLUMN 11: QHTX5
 COLUMN 12: TEMPW4
 COLUMN 13: QDIS
 COLUMN 14: W1

!	VARY 1	!	QREST	!	QFL2	!	QCOND2	!	QFL1	!
!	FL1	!		!		!		!		!
!	PARAM	!		!		!		!		!
!	PRES	!		!		!		!		!
!		!		!		!		!		!
!	BAR	!	KW	!	KW	!	KW	!	KW	!
!		!		!		!		!		!
!	=====									
!	0.254150	!	-0.123720	!	554.402260	!	-537.940581	!	538.064302	!

SENSITIVITY BLOCK SECTION

SENSITIVITY BLOCK: S-1 (CONTINUED)

!	VARY 1	!	V1	!	L1	!	QHTX3	!	QHTX4	!
!	FL1	!		!		!		!		!
!	PARAM	!		!		!		!		!
!	PRES	!		!		!		!		!
!		!		!		!		!		!
!	BAR	!	KG/SEC	!	KG/SEC	!	KW	!	KW	!
!		!		!		!		!		!
!	=====									
!	0.254150	!	0.189267	!	0.189263	!	28.419112	!	469.900777	!

!	VARY 1	!	AHTX4	!	QHTX5	!	TEMPW4	!	QDIS	!
!	FL1	!		!		!		!		!
!	PARAM	!		!		!		!		!
!	PRES	!		!		!		!		!
!		!		!		!		!		!
!	BAR	!	SQM	!	KW	!	C	!	KW	!
!		!		!		!		!		!
!	=====									
!	0.254150	!	109.030028	!	20.428396	!	61.921817	!	36.881145	!

SENSITIVITY BLOCK SECTION

SENSITIVITY BLOCK: S-1 (CONTINUED)

```

-----
!   VARY 1       !   W1           !
!   FL1         !               !
!   PARAM       !               !
!   PRES       !               !
!               !               !
!   BAR         !   KG/SEC      !
!               !               !
!=====!=====!
!   0.254150  !   5.660708  !
-----

```

PHYSICAL PROPERTIES SECTION

COMPONENTS

ID	TYPE	FORMULA	NAME OR ALIAS	REPORT NAME
H2O	C	H2O	H2O	H2O
O2	C	O2	O2	O2
N2	C	N2	N2	N2
CO2	C	CO2	CO2	CO2
AR	C	AR	AR	AR
LI+	C	LI+	LI+	LI+
CL-	C	CL-	CL-	CL-
H+	C	H+	H+	H+
HCO3-	C	HCO3-	HCO3-	HCO3-
OH-	C	OH-	OH-	OH-
CO3--	C	CO3-2	CO3-2	CO3--

LISTID	SUPERCRITICAL COMPONENT LIST
GLOBAL	CO2 O2 N2 AR

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: COND1 MODEL: FLASH2

```

-----
INLET STREAM:          VL
OUTLET VAPOR STREAM:   G1
OUTLET LIQUID STREAM:  L1
PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL    ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID:        GLOBAL
CHEMISTRY ID:          GLOBAL    - TRUE SPECIES
  
```

```

***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                                IN          OUT          RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
MOLE(KMOL/SEC)                 .105064E-01   .105064E-01   .544865E-14
MASS(KG/SEC )                   .189277     .189277     -.845819E-12
ENTHALPY(KW )                   -2988.31   -2988.31     .918530E-12
  
```

```

***  INPUT DATA  ***
TWO    PHASE   PQ   FLASH
PRESSURE DROP                    BAR                    0.0
SPECIFIED HEAT DUTY            KW                    0.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS                                30
CONVERGENCE TOLERANCE                                0.100000-08
  
```

```

***  RESULTS  ***
OUTLET TEMPERATURE            C                    45.865
OUTLET PRESSURE                BAR                    .25415
VAPOR FRACTION                                        .48402E-04
  
```

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
H2O	.99997	1.00000	.39625	.39625
O2	.10401E-04	.87237E-06	.19686	.22567E+06
N2	.20096E-04	.93986E-06	.39577	.42110E+06
CO2	.23138E-06	.15393E-06	.16001E-02	10395.
AR	.50638E-06	.45630E-07	.95192E-02	.20862E+06
H+	.38073E-07	.38074E-07	.00000E+00	.10048E-35
HCO3-	.37712E-07	.37714E-07	.00000E+00	.10048E-35
OH-	.35849E-09	.35850E-09	.00000E+00	.10048E-35
CO3--	.11599E-11	.11599E-11	.00000E+00	.10048E-35

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC

```

-----
INLETS   - BRINE   STAGE   1
           AIR     STAGE   5
OUTLETS  - AIRBACK STAGE   1
           BRICH   STAGE   5
PROPERTY OPTION SET:  ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID:      GLOBAL
CHEMISTRY ID:        GLOBAL  - TRUE SPECIES
  
```

	*** MASS AND ENERGY BALANCE ***		***	
	IN	OUT	GENERATION	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE				
MOLE (KMOL/SEC)	2.77365	2.77365	-.325134E-11	.103048E-15
MASS (KG/SEC)	78.5083	78.5083		-.905054E-15
ENTHALPY (KW)	-46925.1	-46925.1		.781493E-09

 ***** INPUT DATA *****

**** INPUT PARAMETERS ****

NUMBER OF STAGES	5
ALGORITHM OPTION	STANDARD
INITIALIZATION OPTION	STANDARD
HYDRAULIC PARAMETER CALCULATIONS	NO
INSIDE LOOP CONVERGENCE METHOD	NEWTON
DESIGN SPECIFICATION METHOD	NESTED
MAXIMUM NO. OF OUTSIDE LOOP ITERATIONS	25
MAXIMUM NO. OF INSIDE LOOP ITERATIONS	10
MAXIMUM NUMBER OF FLASH ITERATIONS	50
FLASH TOLERANCE	0.100000-08
OUTSIDE LOOP CONVERGENCE TOLERANCE	0.100000-06

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

**** COL-SPECS ****

CONDENSER DUTY (W/O SUBCOOL)	KW	0.0
REBOILER DUTY	KW	0.0
MASS VAPOR DIST / TOTAL DIST		1.00000

**** REAC-STAGES SPECIFICATIONS ****

STAGE	TO	STAGE	REACTIONS/CHEMISTRY ID
1		5	GLOBAL

***** CHEMISTRY PARAGRAPH GLOBAL *****

**** REACTION PARAMETERS ****

RXN NO.	TYPE	PHASE	CONC. BASIS	TEMP APP TO EQUIL K	CONVERSION
1	EQUILIBRIUM	LIQUID	MOLE-GAMMA	.00000E+00	
2	EQUILIBRIUM	LIQUID	MOLE-GAMMA	.00000E+00	
3	EQUILIBRIUM	LIQUID	MOLE-GAMMA	.00000E+00	

** STOICHIOMETRIC COEFFICIENTS **

RXN NO.	H2O	O2	N2	CO2	AR
1	-1.000	.0000E+00	.0000E+00	.0000E+00	.0000E+00
2	-1.000	.0000E+00	.0000E+00	-1.000	.0000E+00
3	.0000E+00	.0000E+00	.0000E+00	.0000E+00	.0000E+00

RXN NO.	LI+	CL-	H+	HCO3-	OH-
1	.0000E+00	.0000E+00	1.000	.0000E+00	1.000
2	.0000E+00	.0000E+00	1.000	1.000	.0000E+00
3	.0000E+00	.0000E+00	1.000	-1.000	.0000E+00

RXN NO.	CO3--
1	.0000E+00
2	.0000E+00
3	1.000

** COEFFICIENTS OF EQUILIBRIUM CONSTANT EXPRESSION **

RXN NO.	A	B	C	D
1	132.90	-13446.	-22.477	.00000E+00
2	231.47	-12092.	-36.782	.00000E+00
3	216.05	-12432.	-35.482	.00000E+00

**** PROFILES ****

P-SPEC	STAGE	1	PRES, BAR	1.01325
		5		1.01325
TEMP-EST	STAGE	1	TEMP, C	33.1100
		5		32.5200

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

 **** RESULTS ****

*** COMPONENT SPLIT FRACTIONS ***

	OUTLET STREAMS	
	AIRBACK	BRICH
COMPONENT:		
H2O	.29099	.70901
O2	1.0000	.20131E-06
N2	1.0000	.10434E-06
CO2	1.0000	.19813E-05
AR	1.0000	.21980E-06
LI+	.00000E+00	1.0000
CL-	.00000E+00	1.0000
H+	.00000E+00	1.0000
HCO3-	.00000E+00	1.0000
OH-	.00000E+00	1.0000
CO3--	.00000E+00	1.0000

*** SUMMARY OF KEY RESULTS ***

TOP STAGE TEMPERATURE	C	34.6455
BOTTOM STAGE TEMPERATURE	C	31.6777
TOP STAGE LIQUID FLOW	KMOL/SEC	0.12027
BOTTOM STAGE LIQUID FLOW	KMOL/SEC	0.14272
TOP STAGE VAPOR FLOW	KMOL/SEC	2.63092
BOTTOM STAGE VAPOR FLOW	KMOL/SEC	2.63713
CONDENSER DUTY (W/O SUBCOOL)	KW	0.0
REBOILER DUTY	KW	0.0

**** MAXIMUM FINAL RELATIVE ERRORS ****

BUBBLE POINT	.33724E-07	STAGE= 2
COMPONENT MASS BALANCE	.16780E-12	STAGE= 3 COMP=CO2
ENERGY BALANCE	.90561E-09	STAGE= 3

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

**** PROFILES ****

NOTE REPORTED VALUES FOR STAGE LIQUID AND VAPOR RATES ARE THE FLOWS FROM THE STAGE EXCLUDING ANY SIDE PRODUCT. FOR THE FIRST STAGE, THE REPORTED VAPOR FLOW IS THE VAPOR DISTILLATE FLOW. FOR THE LAST STAGE, THE REPORTED LIQUID FLOW IS THE LIQUID BOTTOMS FLOW.

STAGE	TEMPERATURE C	PRESSURE BAR	ENTHALPY J/KMOL		HEAT DUTY KW
			LIQUID	VAPOR	
1	34.646	1.0133	-.26008E+09	-.35040E+07	
2	34.847	1.0133	-.26014E+09	-.35595E+07	
3	34.661	1.0133	-.26039E+09	-.35965E+07	
4	34.006	1.0133	-.26122E+09	-.37184E+07	
5	31.678	1.0133	-.26419E+09	-.41515E+07	

STAGE	FLOW RATE KMOL/SEC		FEED RATE KMOL/SEC			PRODUCT RATE KMOL/SEC	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
1	.1203	2.631	0.1196				2.6309
2	.1206	2.632					
3	.1218	2.632					
4	.1258	2.633					
5	.1427	2.637		2.6540		0.1427	

**** MASS FLOW PROFILES ****

STAGE	FLOW RATE KG/SEC		FEED RATE KG/SEC			PRODUCT RATE KG/SEC	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
1	2.319	75.78	2.3068				75.7847
2	2.325	75.80					
3	2.346	75.80					
4	2.419	75.82					
5	2.724	75.90		76.2014		2.7235	

**** MOLE-X-PROFILE ****

STAGE	H2O	O2	N2	CO2	AR
1	.60186	.72712E-06	.14145E-05	.18472E-07	.35347E-07
2	.60301	.72493E-06	.14109E-05	.18603E-07	.35237E-07
3	.60672	.72627E-06	.14129E-05	.18553E-07	.35306E-07
4	.61935	.73201E-06	.14219E-05	.18406E-07	.35597E-07
5	.66449	.76566E-06	.14793E-05	.18422E-07	.37277E-07

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

**** MOLE-X-PROFILE ****					
STAGE	LI+	CL-	H+	HCO3-	OH-
1	.19907	.19907	.86487E-09	.86222E-09	.26229E-11
2	.19849	.19849	.87128E-09	.86857E-09	.26883E-11
3	.19664	.19664	.89386E-09	.89113E-09	.27155E-11
4	.19032	.19032	.97809E-09	.97525E-09	.28124E-11
5	.16776	.16776	.14001E-08	.13968E-08	.33042E-11

**** MOLE-X-PROFILE ****	
STAGE	CO3--
1	.98105E-14
2	.99575E-14
3	.10177E-13
4	.11018E-13
5	.15779E-13

**** MOLE-Y-PROFILE ****					
STAGE	H2O	O2	N2	CO2	AR
1	.14795E-01	.20633	.76917	.50439E-03	.92004E-02
2	.15048E-01	.20628	.76897	.50427E-03	.91980E-02
3	.15179E-01	.20625	.76887	.50420E-03	.91968E-02
4	.15604E-01	.20616	.76854	.50398E-03	.91929E-02
5	.17113E-01	.20584	.76736	.50321E-03	.91788E-02

**** MOLE-Y-PROFILE ****					
STAGE	LI+	CL-	H+	HCO3-	OH-
1	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
2	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
3	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
4	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
5	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00

**** MOLE-Y-PROFILE ****	
STAGE	CO3--
1	.00000E+00
2	.00000E+00
3	.00000E+00
4	.00000E+00
5	.00000E+00

**** K-VALUES ****					
STAGE	H2O	O2	N2	CO2	AR
1	.24582E-01	.28376E+06	.54378E+06	27306.	.26029E+06
2	.24956E-01	.28455E+06	.54503E+06	27106.	.26104E+06
3	.25018E-01	.28398E+06	.54418E+06	27176.	.26049E+06
4	.25194E-01	.28164E+06	.54050E+06	27381.	.25825E+06
5	.25754E-01	.26885E+06	.51872E+06	27316.	.24623E+06

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

**** K-VALUES ****					
STAGE	LI+	CL-	H+	HCO3-	OH-
1	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
2	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
3	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
4	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
5	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00

**** K-VALUES ****	
STAGE	CO3--
1	.00000E+00
2	.00000E+00
3	.00000E+00
4	.00000E+00
5	.00000E+00

**** RATES OF GENERATION ****						
KMOL/SEC						
STAGE	H2O	O2	N2	CO2	AR	LI+
1	-.1003E-09	.0000E+00	.0000E+00	-.1037E-09	.0000E+00	.0000E+00
2	-.1075E-11	.0000E+00	.0000E+00	-.1066E-11	.0000E+00	.0000E+00
3	-.3740E-11	.0000E+00	.0000E+00	-.3733E-11	.0000E+00	.0000E+00
4	-.1421E-10	.0000E+00	.0000E+00	-.1419E-10	.0000E+00	.0000E+00
5	-.7679E-10	.0000E+00	.0000E+00	-.7667E-10	.0000E+00	.0000E+00

**** RATES OF GENERATION ****					
KMOL/SEC					
STAGE	CL-	H+	HCO3-	OH-	CO3--
1	.0000E+00	.1003E-09	.1037E-09	-.3410E-11	.1180E-14
2	.0000E+00	.1075E-11	.1066E-11	.8797E-14	.2115E-16
3	.0000E+00	.3740E-11	.3733E-11	.6377E-14	.3810E-16
4	.0000E+00	.1421E-10	.1419E-10	.2316E-13	.1468E-15
5	.0000E+00	.7679E-10	.7667E-10	.1178E-12	.8660E-15

**** MASS-X-PROFILE ****					
STAGE	H2O	O2	N2	CO2	AR
1	.56231	.12067E-05	.20550E-05	.42161E-07	.73231E-07
2	.56350	.12033E-05	.20502E-05	.42469E-07	.73016E-07
3	.56731	.12062E-05	.20543E-05	.42380E-07	.73204E-07
4	.58034	.12183E-05	.20717E-05	.42133E-07	.73963E-07
5	.62731	.12839E-05	.21717E-05	.42486E-07	.78036E-07

**** MASS-X-PROFILE ****					
STAGE	LI+	CL-	H+	HCO3-	OH-
1	.71660E-01	.36602	.45213E-10	.27285E-08	.23135E-11
2	.71467E-01	.36503	.45557E-10	.27491E-08	.23716E-11
3	.70843E-01	.36185	.46766E-10	.28222E-08	.23971E-11
4	.68709E-01	.35095	.51279E-10	.30951E-08	.24878E-11
5	.61018E-01	.31167	.73960E-10	.44664E-08	.29449E-11

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRYER MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

```

          ****  MASS-X-PROFILE  ****
STAGE    CO3--
  1      .30532E-13
  2      .30996E-13
  3      .31700E-13
  4      .34388E-13
  5      .49619E-13
    
```

```

          ****  MASS-Y-PROFILE  ****
STAGE    H2O      O2      N2      CO2      AR
  1      .92526E-02 .22921 .74801 .77063E-03 .12759E-01
  2      .94123E-02 .22917 .74789 .77051E-03 .12757E-01
  3      .94943E-02 .22915 .74783 .77045E-03 .12756E-01
  4      .97619E-02 .22909 .74763 .77024E-03 .12753E-01
  5      .10712E-01 .22887 .74691 .76950E-03 .12741E-01
    
```

```

          ****  MASS-Y-PROFILE  ****
STAGE    LI+      CL-      H+      HCO3-      OH-
  1      .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00
  2      .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00
  3      .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00
  4      .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00
  5      .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00 .00000E+00
    
```

```

          ****  MASS-Y-PROFILE  ****
STAGE    CO3--
  1      .00000E+00
  2      .00000E+00
  3      .00000E+00
  4      .00000E+00
  5      .00000E+00
    
```

```

STAGE    PPMX
          VAPOR
          H2O

          N/SQM

  1      1499.0612
  2      1524.7825
  3      1538.0043
  4      1581.0845
  5      1733.9958
    
```


U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: FL1 MODEL: FLASH2

```
INLET STREAM:          BRIN
INLET HEAT STREAM:     102
OUTLET VAPOR STREAM:   V1
OUTLET LIQUID STREAM:  B1
OUTLET HEAT STREAM:    QREST
PROPERTY OPTION SET:    ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID:        GLOBAL
CHEMISTRY ID:          GLOBAL  - TRUE SPECIES
```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***			
	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	.142724	.142724	-.784285E-09
MASS (KG/SEC)	2.72355	2.72355	-.511572E-09
ENTHALPY (KW)	-36875.6	-36875.8	.678205E-05

```

*** INPUT DATA ***
TWO PHASE TP FLASH
SPECIFIED TEMPERATURE C 93.0000
SPECIFIED PRESSURE BAR 0.25415
MAXIMUM NO. ITERATIONS 30
CONVERGENCE TOLERANCE 0.100000-08

```

```

***  RESULTS  ***
OUTLET TEMPERATURE      C      93.000
OUTLET PRESSURE         BAR     .25415
HEAT DUTY               KW     538.06
VAPOR FRACTION          E-01   .73614E-01

```

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
H2O	.66449	.63783	.99997	1.5678
O2	.76566E-06	.66867E-11	.10401E-04	.15555E+07
N2	.14793E-05	.77545E-11	.20096E-04	.25915E+07
CO2	.19183E-07	.10581E-10	.26909E-06	25431.
AR	.37277E-07	.32959E-12	.50638E-06	.15364E+07
LI+	.16776	.18109	.00000E+00	.10052E-35
CL-	.16776	.18109	.00000E+00	.10052E-35
H+	.76330E-09	.39979E-09	.00000E+00	.10052E-35
HCO3-	.63586E-09	.29257E-12	.00000E+00	.10052E-35
OH-	.12737E-09	.39950E-09	.00000E+00	.10052E-35
CO3--	.35576E-13	.32766E-16	.00000E+00	.10052E-35

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HTX1 MODEL: HEATX

HOT SIDE:

```
INLET STREAM:      B2C
OUTLET STREAM:     BLEAN
PROPERTY OPTION SET:  ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID:     GLOBAL
CHEMISTRY ID:       GLOBAL    - TRUE SPECIES
COLD SIDE:
```

```
INLET STREAM:          BRICH
OUTLET STREAM:         BRIN
PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID:       GLOBAL
CHEMISTRY ID:         GLOBAL    - TRUE SPECIES
```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***			
	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	.262319	.262319	.686887E-10
MASS (KG/SEC)	5.03043	5.03043	.625027E-13
ENTHALPY (KW)	-68502.8	-68502.8	.742731E-08

*** INPUT DATA ***

FLASH SPECS FOR HOT SIDE:

```

TWO      PHASE      FLASH
MAXIMUM NO. ITERATIONS      30
CONVERGENCE TOLERANCE      0.00010000

```

FLASH SPECS FOR COLD SIDE:

```

TWO      PHASE      FLASH
MAXIMUM NO. ITERATIONS      30
CONVERGENCE TOLERANCE      0.00010000

```

FLOW DIRECTION AND SPECIFICATION:

COUNTERCURRENT	HEAT EXCHANGER	
SPECIFIED HOT APPROACH TEMP		
SPECIFIED VALUE	K	2.5000
TEMPERATURE TOLERANCE	K	.01000
LMTD CORRECTION FACTOR		1.00000

PRESSURE SPECIFICATION:

HOT	SIDE	PRESSURE	DROP	BAR	.0000
COLD	SIDE	PRESSURE	DROP	BAR	.0000

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HTX1 MODEL: HEATX (CONTINUED)

HEAT TRANSFER COEFFICIENT SPECIFICATION:

HOT LIQUID	COLD LIQUID	WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE	COLD LIQUID	WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR	COLD LIQUID	WATT/SQM-K	850.0000
HOT LIQUID	COLD 2-PHASE	WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE	COLD 2-PHASE	WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR	COLD 2-PHASE	WATT/SQM-K	850.0000
HOT LIQUID	COLD VAPOR	WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE	COLD VAPOR	WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR	COLD VAPOR	WATT/SQM-K	850.0000

*** OVERALL RESULTS ***

STREAMS:

B2C	----->	HOT	----->	BLEAN
T=	9.5562E+01			T= 3.4178E+01
P=	1.0133E+00			P= 1.0133E+00
V=	.0000E+00			V= .0000E+00
BRIN	<-----	COLD	<-----	BRICH
T=	7.7229E+01			T= 3.1678E+01
P=	1.0133E+00			P= 1.0133E+00
V=	8.4503E-07			V= .0000E+00

DUTY AND AREA:

CALCULATED HEAT DUTY	KW	292.8832
CALCULATED (REQUIRED) AREA	SQM	43.3599

HEAT TRANSFER COEFFICIENT:

AVERAGE COEFFICIENT (DIRTY)	WATT/SQM-K	850.0000
-----------------------------	------------	----------

LOG-MEAN TEMPERATURE DIFFERENCE:

LMTD CORRECTION FACTOR		1.0000
LMTD (CORRECTED)	K	7.9467

PRESSURE DROP:

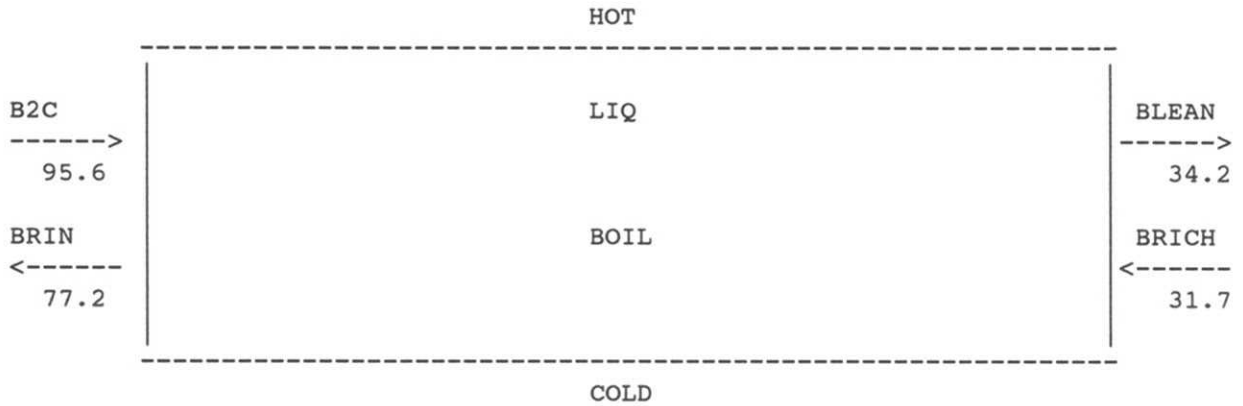
SHELLSIDE, TOTAL	BAR	.0000
TUBESIDE, TOTAL	BAR	.0000

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HTX1 MODEL: HEATX (CONTINUED)

*** ZONE RESULTS ***

TEMPERATURE LEAVING EACH ZONE:



ZONE HEAT TRANSFER AND AREA:

ZONE	HEAT DUTY KW	AREA SQM	DTLM K	AVERAGE U WATT/SQM-K
1	292.883	43.3599	7.9467	850.0000

BLOCK: HTX2 MODEL: HEATX

HOT SIDE:

 INLET STREAM: B2
 OUTLET STREAM: B2C
 PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 HENRY-COMPS ID: GLOBAL
 CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES
 COLD SIDE:

 INLET STREAM: B1
 OUTLET STREAM: B1H
 PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 HENRY-COMPS ID: GLOBAL
 CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***
 IN OUT RELATIVE DIFF.

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HTX2 MODEL: HEATX (CONTINUED)

TOTAL BALANCE

MOLE(KMOL/SEC)	.251813	.251813	-.123221E-10
MASS(KG/SEC)	4.84115	4.84115	.000000E+00
ENTHALPY(KW)	-64914.9	-64908.8	-.943288E-04

*** INPUT DATA ***

FLASH SPECS FOR HOT SIDE:

ONE PHASE FLASH SPECIFIED PHASE IS LIQUID	
MAXIMUM NO. ITERATIONS	30
CONVERGENCE TOLERANCE	0.00010000

FLASH SPECS FOR COLD SIDE:

TWO PHASE FLASH	
MAXIMUM NO. ITERATIONS	30
CONVERGENCE TOLERANCE	0.00010000

FLOW DIRECTION AND SPECIFICATION:

COUNTERCURRENT HEAT EXCHANGER	
SPECIFIED HOT APPROACH TEMP	
SPECIFIED VALUE K	2.5000
TEMPERATURE TOLERANCE K	.01000
LMTD CORRECTION FACTOR	1.00000

PRESSURE SPECIFICATION:

HOT SIDE PRESSURE DROP BAR	.0000
COLD SIDE OUTLET PRESSURE BAR	1.0133

HEAT TRANSFER COEFFICIENT SPECIFICATION:

HOT LIQUID COLD LIQUID WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE COLD LIQUID WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR COLD LIQUID WATT/SQM-K	850.0000
HOT LIQUID COLD 2-PHASE WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE COLD 2-PHASE WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR COLD 2-PHASE WATT/SQM-K	850.0000
HOT LIQUID COLD VAPOR WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE COLD VAPOR WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR COLD VAPOR WATT/SQM-K	850.0000

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HTX2 MODEL: HEATX (CONTINUED)

*** OVERALL RESULTS ***

STREAMS:

B2	----->	HOT	----->	B2C
T=	1.4180E+02		T=	9.5562E+01
P=	1.0133E+00		P=	1.0133E+00
V=	.0000E+00		V=	.0000E+00
B1H	<-----	COLD	<-----	B1
T=	1.3363E+02		T=	9.3000E+01
P=	1.0133E+00		P=	2.5415E-01
V=	.0000E+00		V=	.0000E+00

DUTY AND AREA:

CALCULATED HEAT DUTY	KW	238.7358
CALCULATED (REQUIRED) AREA	SQM	58.6632

HEAT TRANSFER COEFFICIENT:

AVERAGE COEFFICIENT (DIRTY)	WATT/SQM-K	850.0000
-----------------------------	------------	----------

LOG-MEAN TEMPERATURE DIFFERENCE:

LMTD CORRECTION FACTOR		1.0000
LMTD (CORRECTED)	K	4.7878

PRESSURE DROP:

SHELLSIDE, TOTAL	BAR	.0000
TUBESIDE, TOTAL	BAR	-.7591

*** ZONE RESULTS ***

TEMPERATURE LEAVING EACH ZONE:

		HOT	
B2	----->	LIQ	B2C
141.8			95.6
B1H	<-----	BOIL	B1
133.6			93.0
		COLD	

ZONE HEAT TRANSFER AND AREA:

ZONE	HEAT DUTY KW	AREA SQM	DTLM K	AVERAGE U WATT/SQM-K
1	238.736	58.6632	4.7878	850.0000

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HTX3 MODEL: HEATX

HOT SIDE:

```
INLET STREAM:          L2
OUTLET STREAM:         L2L
PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID:       GLOBAL
CHEMISTRY ID:         GLOBAL    - TRUE SPECIES
COLD SIDE:
```

```
INLET STREAM:      W3
OUTLET STREAM:     W4
PROPERTY OPTION SET:  ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID:     GLOBAL
CHEMISTRY ID:       GLOBAL  - TRUE SPECIES
```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***			
	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	.326845	.326845	.557423E-10
MASS (KG/SEC)	5.88811	5.88811	-.532475E-13
ENTHALPY (KW)	-92567.3	-92567.3	.246590E-11

*** INPUT DATA ***

FLASH SPECS FOR HOT SIDE:

```

ONE      PHASE      FLASH   SPECIFIED PHASE IS LIQUID
MAXIMUM NO. ITERATIONS                                30
CONVERGENCE TOLERANCE                                0.00010000

```

FLASH SPECS FOR COLD SIDE:

```

ONE      PHASE      FLASH      SPECIFIED PHASE IS  LIQUID
MAXIMUM NO. ITERATIONS                                30
CONVERGENCE TOLERANCE                                0.00010000

```

FLOW DIRECTION AND SPECIFICATION:

COUNTERCURRENT	HEAT EXCHANGER	
SPECIFIED HOT APPROACH TEMP		
SPECIFIED VALUE	K	5.0000
TEMPERATURE TOLERANCE	K	.01000
LMTD CORRECTION FACTOR		1.00000

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HTX3 MODEL: HEATX (CONTINUED)

PRESSURE SPECIFICATION:

HOT SIDE PRESSURE DROP	BAR	.0000
COLD SIDE PRESSURE DROP	BAR	.0000

HEAT TRANSFER COEFFICIENT SPECIFICATION:

HOT LIQUID	COLD LIQUID	WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE	COLD LIQUID	WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR	COLD LIQUID	WATT/SQM-K	850.0000
HOT LIQUID	COLD 2-PHASE	WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE	COLD 2-PHASE	WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR	COLD 2-PHASE	WATT/SQM-K	850.0000
HOT LIQUID	COLD VAPOR	WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE	COLD VAPOR	WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR	COLD VAPOR	WATT/SQM-K	850.0000

*** OVERALL RESULTS ***

STREAMS:

L2	----->	HOT	----->	L2L
T=	9.5500E+01			T= 6.5722E+01
P=	1.0133E+00			P= 1.0133E+00
V=	.0000E+00			V= .0000E+00
W4	<-----	COLD	<-----	W3
T=	6.1922E+01			T= 6.0722E+01
P=	1.0133E+00			P= 1.0133E+00
V=	.0000E+00			V= .0000E+00

DUTY AND AREA:

CALCULATED HEAT DUTY	KW	28.4191
CALCULATED (REQUIRED) AREA	SQM	2.2280

HEAT TRANSFER COEFFICIENT:

AVERAGE COEFFICIENT (DIRTY)	WATT/SQM-K	850.0000
-----------------------------	------------	----------

LOG-MEAN TEMPERATURE DIFFERENCE:

LMTD CORRECTION FACTOR		1.0000
LMTD (CORRECTED)	K	15.0061

PRESSURE DROP:

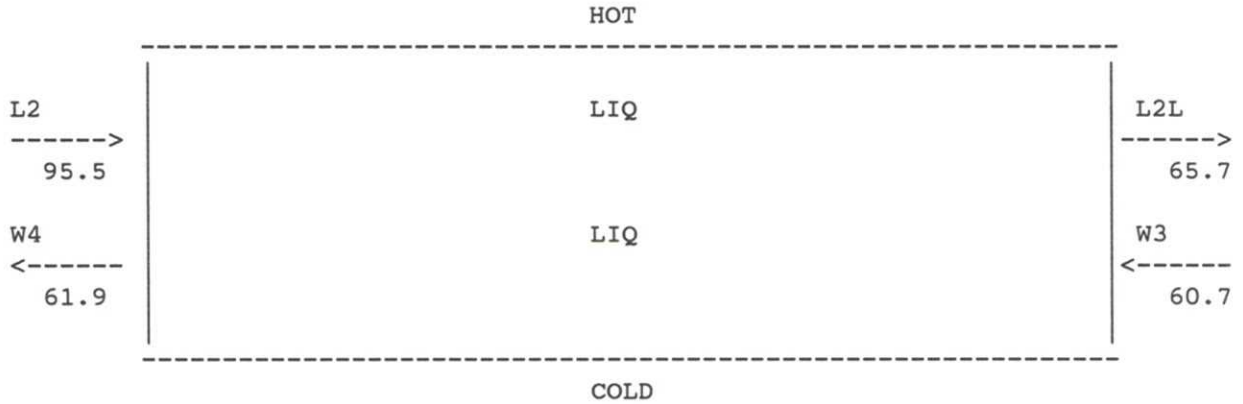
SHELLSIDE, TOTAL	BAR	.0000
TUBESIDE, TOTAL	BAR	.0000

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HTX3 MODEL: HEATX (CONTINUED)

*** ZONE RESULTS ***

TEMPERATURE LEAVING EACH ZONE:



ZONE HEAT TRANSFER AND AREA:

ZONE	HEAT DUTY KW	AREA SQM	DTLM K	AVERAGE U WATT/SQM-K
1	28.419	2.2280	15.0061	850.0000

BLOCK: HTX4 MODEL: HEATX

HOT SIDE:

 INLET STREAM: V1
 OUTLET STREAM: VL
 PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 HENRY-COMPS ID: GLOBAL
 CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES
 COLD SIDE:

 INLET STREAM: W2
 OUTLET STREAM: W3
 PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 HENRY-COMPS ID: GLOBAL
 CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***
 IN OUT RELATIVE DIFF.

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HTX4 MODEL: HEATX (CONTINUED)

TOTAL BALANCE

MOLE (KMOL/SEC)	.324728	.324728	-.243251E-08
MASS (KG/SEC)	5.84999	5.84999	-.197373E-14
ENTHALPY (KW)	-92012.5	-92012.5	-.452888E-06

*** INPUT DATA ***

FLASH SPECS FOR HOT SIDE:

TWO PHASE FLASH

MAXIMUM NO. ITERATIONS

30

CONVERGENCE TOLERANCE

0.00010000

FLASH SPECS FOR COLD SIDE:

ONE PHASE FLASH SPECIFIED PHASE IS LIQUID

MAXIMUM NO. ITERATIONS

30

CONVERGENCE TOLERANCE

0.00010000

FLOW DIRECTION AND SPECIFICATION:

COUNTERCURRENT HEAT EXCHANGER

SPECIFIED HOT APPROACH TEMP

SPECIFIED VALUE

K

5.0000

TEMPERATURE TOLERANCE

K

.01000

LMTD CORRECTION FACTOR

1.00000

PRESSURE SPECIFICATION:

HOT SIDE PRESSURE DROP

BAR

.0000

COLD SIDE PRESSURE DROP

BAR

.0000

HEAT TRANSFER COEFFICIENT SPECIFICATION:

HOT LIQUID	COLD LIQUID	WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE	COLD LIQUID	WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR	COLD LIQUID	WATT/SQM-K	850.0000
HOT LIQUID	COLD 2-PHASE	WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE	COLD 2-PHASE	WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR	COLD 2-PHASE	WATT/SQM-K	850.0000
HOT LIQUID	COLD VAPOR	WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE	COLD VAPOR	WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR	COLD VAPOR	WATT/SQM-K	850.0000

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HTX4 MODEL: HEATX (CONTINUED)

*** OVERALL RESULTS ***

STREAMS:

V1	----->	HOT	----->	VL
T=	9.3000E+01		T=	4.5865E+01
P=	2.5415E-01		P=	2.5415E-01
V=	1.0000E+00		V=	4.8402E-05
W3	<-----	COLD	<-----	W2
T=	6.0722E+01		T=	4.0865E+01
P=	1.0133E+00		P=	1.0133E+00
V=	.0000E+00		V=	.0000E+00

DUTY AND AREA:

CALCULATED HEAT DUTY	KW	469.9008
CALCULATED (REQUIRED) AREA	SQM	109.0300

HEAT TRANSFER COEFFICIENT:

AVERAGE COEFFICIENT (DIRTY)	WATT/SQM-K	294.6556
-----------------------------	------------	----------

LOG-MEAN TEMPERATURE DIFFERENCE:

LMTD CORRECTION FACTOR		1.0000
LMTD (CORRECTED)	K	14.6267

PRESSURE DROP:

SHELLSIDE, TOTAL	BAR	.0000
TUBESIDE, TOTAL	BAR	.0000

*** ZONE RESULTS ***

TEMPERATURE LEAVING EACH ZONE:

HOT				
V1	VAP		COND	VL
→ 93.0		65.3		→ 45.9
W3	LIQ		LIQ	W2
← 60.7		60.3		← 40.9
COLD				

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HTX4 MODEL: HEATX (CONTINUED)

ZONE HEAT TRANSFER AND AREA:

ZONE	HEAT DUTY KW	AREA SQM	DTLM K	AVERAGE U WATT/SQM-K
1	9.912	.7972	14.6267	850.0000
2	459.989	108.2328	5.0000	850.0000

BLOCK: HTX5 MODEL: HEATX

HOT SIDE:

INLET STREAM: L
OUTLET STREAM: LL
PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID: GLOBAL
CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES
COLD SIDE:

INLET STREAM: W1
OUTLET STREAM: W2
PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID: GLOBAL
CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES

	*** MASS AND ENERGY BALANCE ***		
	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	.337351	.337351	-.469212E-10
MASS (KG/SEC)	6.07738	6.07738	-.631347E-13
ENTHALPY (KW)	-96074.3	-96074.3	-.201035E-06

*** INPUT DATA ***

FLASH SPECS FOR HOT SIDE:

TWO PHASE FLASH
MAXIMUM NO. ITERATIONS 30
CONVERGENCE TOLERANCE 0.00010000

FLASH SPECS FOR COLD SIDE:

ONE PHASE FLASH SPECIFIED PHASE IS LIQUID
MAXIMUM NO. ITERATIONS 30
CONVERGENCE TOLERANCE 0.00010000

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HTX5 MODEL: HEATX (CONTINUED)

FLOW DIRECTION AND SPECIFICATION:

COUNTERCURRENT	HEAT EXCHANGER	
SPECIFIED HOT APPROACH TEMP		
SPECIFIED VALUE	K	5.0000
TEMPERATURE TOLERANCE	K	.01000
LMTD CORRECTION FACTOR		1.00000

PRESSURE SPECIFICATION:

HOT SIDE PRESSURE DROP	BAR	.0000
COLD SIDE PRESSURE DROP	BAR	.0000

HEAT TRANSFER COEFFICIENT SPECIFICATION:

HOT LIQUID	COLD LIQUID	WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE	COLD LIQUID	WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR	COLD LIQUID	WATT/SQM-K	850.0000
HOT LIQUID	COLD 2-PHASE	WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE	COLD 2-PHASE	WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR	COLD 2-PHASE	WATT/SQM-K	850.0000
HOT LIQUID	COLD VAPOR	WATT/SQM-K	850.0000
HOT 2-PHASE	COLD VAPOR	WATT/SQM-K	850.0000
HOT VAPOR	COLD VAPOR	WATT/SQM-K	850.0000

*** OVERALL RESULTS ***

STREAMS:

L	----->	HOT	----->	LL
T= 5.6728E+01				T= 4.5000E+01
P= 1.0133E+00				P= 1.0133E+00
V= .0000E+00				V= .0000E+00
W2	<-----	COLD	<-----	W1
T= 4.0865E+01				T= 4.0000E+01
P= 1.0133E+00				P= 1.0133E+00
V= .0000E+00				V= .0000E+00

DUTY AND AREA:

CALCULATED HEAT DUTY	KW	20.4284
CALCULATED (REQUIRED) AREA	SQM	2.5543

HEAT TRANSFER COEFFICIENT:

AVERAGE COEFFICIENT (DIRTY)	WATT/SQM-K	850.0000
-----------------------------	------------	----------

LOG-MEAN TEMPERATURE DIFFERENCE:

LMTD CORRECTION FACTOR		1.0000
LMTD (CORRECTED)	K	9.4089

PRESSURE DROP:

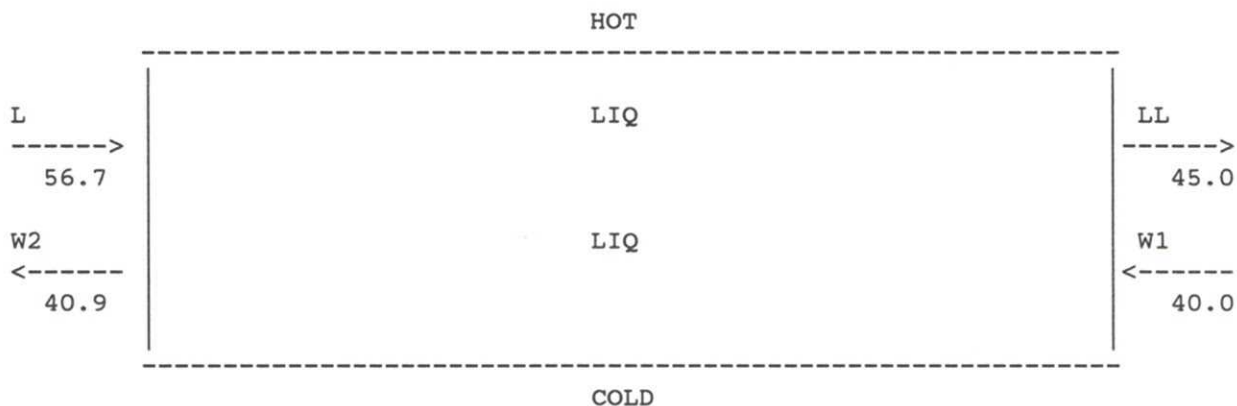
SHELLSIDE, TOTAL	BAR	.0000
TUBESIDE, TOTAL	BAR	.0000

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HTX5 MODEL: HEATX (CONTINUED)

*** ZONE RESULTS ***

TEMPERATURE LEAVING EACH ZONE:



ZONE HEAT TRANSFER AND AREA:

ZONE	HEAT DUTY KW	AREA SQM	DTLM K	AVERAGE U WATT/SQM-K
1	20.428	2.5543	9.4089	850.0000

BLOCK: HXB MODEL: HEATER

INLET STREAM: BLEAN
 OUTLET STREAM: BRINEOUT
 OUTLET HEAT STREAM: 000
 PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 HENRY-COMPS ID: GLOBAL
 CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	.119595	.119595	.148346E-10
MASS (KG/SEC)	2.30687	2.30687	-.113579E-12
ENTHALPY (KW)	-31089.3	-31089.3	-.666395E-10

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: HXB MODEL: HEATER (CONTINUED)

*** INPUT DATA ***

TWO PHASE TP FLASH
 SPECIFIED TEMPERATURE C 25.0000
 SPECIFIED PRESSURE BAR 1.01325
 MAXIMUM NO. ITERATIONS 30
 CONVERGENCE TOLERANCE 0.100000-08

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE C 25.000
 OUTLET PRESSURE BAR 1.0133
 HEAT DUTY KW -42.911
 OUTLET VAPOR FRACTION .00000E+00

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
H2O	.59960	.59960	1.00000	.14098E-01
CO2	.28185E-13	.18865E-13	.84475E-07	37851.
LI+	.20020	.20020	.00000E+00	.10373E-35
CL-	.20020	.20020	.00000E+00	.10373E-35
H+	.46032E-10	.31166E-10	.00000E+00	.10373E-35
HCO3-	.24418E-13	.33731E-13	.00000E+00	.10373E-35
OH-	.46006E-10	.31131E-10	.00000E+00	.10373E-35
CO3--	.00000E+00	.75231E-17	.00000E+00	.10373E-35

BLOCK: M MODEL: MIXER

 INLET STREAMS: AIR DRY CO2 WATER
 OUTLET STREAM: AIR
 PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 HENRY-COMPS ID: GLOBAL
 CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	2.65405	2.65405	-.167325E-15
MASS (KG/SEC)	76.2014	76.2014	.000000E+00
ENTHALPY (KW)	-15792.9	-15792.9	.230356E-15

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: M MODEL: MIXER (CONTINUED)

*** INPUT DATA ***

TWO PHASE FLASH
 MAXIMUM NO. ITERATIONS 30
 CONVERGENCE TOLERANCE 0.100000-08
 OUTLET PRESSURE: MINIMUM OF INLET STREAM PRESSURES

BLOCK: ML MODEL: MIXER

 INLET STREAMS: L1P L2L
 OUTLET STREAM: L
 PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 HENRY-COMPS ID: GLOBAL
 CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE(KMOL/SEC)	.231289E-01	.231289E-01	.262744E-08
MASS(KG/SEC)	.416667	.416667	-.122569E-13
ENTHALPY(KW)	-6559.74	-6559.74	.291242E-09

*** INPUT DATA ***

TWO PHASE FLASH
 MAXIMUM NO. ITERATIONS 30
 CONVERGENCE TOLERANCE 0.100000-08
 OUTLET PRESSURE: MINIMUM OF INLET STREAM PRESSURES

BLOCK: PL MODEL: PUMP

 INLET STREAM: L1
 OUTLET STREAM: L1P
 PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 HENRY-COMPS ID: GLOBAL
 CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
--	----	-----	----------------

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: PL MODEL: PUMP (CONTINUED)

TOTAL BALANCE

MOLE(KMOL/SEC)	.105059E-01	.105059E-01	-.993023E-12
MASS(KG/SEC)	.189264	.189264	.146650E-15
ENTHALPY(KW)	-2988.26	-2988.21	-.164282E-04

*** INPUT DATA ***

OUTLET PRESSURE (BAR)	1.01325
DRIVER EFFICIENCY	1.00000

FLASH SPECIFICATIONS:

LIQUID PHASE CALCULATION

NO FLASH PERFORMED

MAXIMUM NUMBER OF ITERATIONS

30

TOLERANCE

0.100000-08

*** RESULTS ***

VOLUMETRIC FLOW RATE (CUM/SEC)	0.00019120
PRESSURE CHANGE (BAR)	0.75910
NPSH AVAILABLE (METER)	0.0
FLUID POWER (KW)	0.014514
BRAKE POWER (KW)	0.049092
ELECTRICITY (KW)	0.049092
PUMP EFFICIENCY USED	0.29566
NET WORK (KW)	-0.049092

BLOCK: PLANTS MODEL: FLASH2

INLET STREAMS:	AIRBACK	LL
INLET HEAT STREAM:	000	
OUTLET VAPOR STREAM:	AIRGREEN	
OUTLET LIQUID STREAM:	DRAIN	
OUTLET HEAT STREAM:	QDIS	
PROPERTY OPTION SET:	ELECNRTL	ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
HENRY-COMPS ID:	GLOBAL	
CHEMISTRY ID:	GLOBAL	- TRUE SPECIES

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE(KMOL/SEC)	2.65405	2.65405	.461047E-11
MASS(KG/SEC)	76.2014	76.2014	.261087E-14
ENTHALPY(KW)	-15756.0	-15756.0	.000000E+00

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: PLANTS MODEL: FLASH2 (CONTINUED)

*** INPUT DATA ***

TWO PHASE TP FLASH
 SPECIFIED TEMPERATURE C 22.0000
 SPECIFIED PRESSURE BAR 1.01325
 MAXIMUM NO. ITERATIONS 30
 CONVERGENCE TOLERANCE 0.100000-08

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE C 22.000
 OUTLET PRESSURE BAR 1.0133
 HEAT DUTY KW 6.0303
 VAPOR FRACTION 1.0000

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
H2O	.23380E-01	.23380E-01	.23380E-01	.35523E-01
O2	.20453	.20453	.20453	946.67
N2	.76247	.76247	.76247	1153.3
CO2	.50000E-03	.50000E-03	.50000E-03	67.018
AR	.91202E-02	.91202E-02	.91202E-02	898.71
H+	.21343E-09	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
HCO3-	.20881E-09	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
OH-	.46006E-11	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00
CO3--	.98747E-14	.00000E+00	.00000E+00	.00000E+00

BLOCK: PV MODEL: COMPR

 INLET STREAM: G1
 OUTLET STREAM: VENT
 PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 HENRY-COMPS ID: GLOBAL
 CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	.508537E-06	.508537E-06	.000000E+00
MASS (KG/SEC)	.127008E-04	.127008E-04	.266765E-15
ENTHALPY (KW)	-.487593E-01	-.453739E-01	-.694316E-01

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: PV MODEL: COMPR (CONTINUED)

*** INPUT DATA ***

TYPE : POLYTROPIC POSITIVE DISPLACEMENT COMPRESSOR

OUTLET PRESSURE BAR	1.01325
POLYTROPIC EFFICIENCY	0.72000
MECHANICAL EFFICIENCY	1.00000
CLEARANCE FRACTION	0.50000

*** RESULTS ***

INDICATED HORSEPOWER REQUIREMENT KW	0.0033854
BRAKE HORSEPOWER REQUIREMENT KW	0.0033854
NET WORK, KW	-0.0033854
CALCULATED OUTLET TEMP C	256.769
VOLUMETRIC EFFICIENCY	0.26032
DISPLACEMENT CUM/SEC	0.00020371
OUTLET VAPOR FRACTION	1.00000

STREAM SECTION

AIR AIRBACK AIRDRY AIRGREEN B1

STREAM ID	AIR	AIRBACK	AIRDRY	AIRGREEN	B1
FROM :	M	DRYER	----	PLANTS	FL1
TO :	DRYER	PLANTS	M	----	HTX2
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	6.2052-02	3.8923-02	0.0	6.2052-02	8.4332-02
O2	0.5428	0.5428	0.5428	0.5428	8.8410-13
N2	2.0236	2.0236	2.0236	2.0236	1.0253-12
CO2	1.3270-03	1.3270-03	9.3298-04	1.3270-03	1.3990-12
AR	2.4206-02	2.4206-02	2.4206-02	2.4206-02	4.3577-14
LI+	0.0	0.0	0.0	0.0	2.3943-02
CL-	0.0	0.0	0.0	0.0	2.3943-02
H+	0.0	0.0	0.0	0.0	5.2859-11
HCO3-	0.0	0.0	0.0	0.0	3.8683-14
OH-	0.0	0.0	0.0	0.0	5.2820-11
COMPONENTS: MOLE FRAC					
H2O	2.3380-02	1.4795-02	0.0	2.3380-02	0.6378
O2	0.2045	0.2063	0.2094	0.2045	6.6867-12
N2	0.7624	0.7691	0.7808	0.7624	7.7545-12
CO2	5.0000-04	5.0439-04	3.6000-04	5.0000-04	1.0581-11
AR	9.1202-03	9.2004-03	9.3400-03	9.1202-03	3.2959-13
LI+	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1810
CL-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1810
H+	0.0	0.0	0.0	0.0	3.9979-10
HCO3-	0.0	0.0	0.0	0.0	2.9257-13
OH-	0.0	0.0	0.0	0.0	3.9950-10
COMPONENTS: KG/SEC					
H2O	1.1178	0.7012	0.0	1.1178	1.5192
O2	17.3702	17.3702	17.3702	17.3702	2.8290-11
N2	56.6879	56.6879	56.6879	56.6879	2.8721-11
CO2	5.8402-02	5.8402-02	4.1060-02	5.8402-02	6.1571-11
AR	0.9669	0.9669	0.9669	0.9669	1.7408-12
LI+	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1661
CL-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.8488
H+	0.0	0.0	0.0	0.0	5.3282-11
HCO3-	0.0	0.0	0.0	0.0	2.3603-12
OH-	0.0	0.0	0.0	0.0	8.9834-10
COMPONENTS: MASS FRAC					
H2O	1.4670-02	9.2526-03	0.0	1.4670-02	0.5994
O2	0.2279	0.2292	0.2314	0.2279	1.1163-11
N2	0.7439	0.7480	0.7551	0.7439	1.1333-11
CO2	7.6642-04	7.7063-04	5.4699-04	7.6642-04	2.4295-11
AR	1.2690-02	1.2759-02	1.2881-02	1.2690-02	6.8691-13
LI+	0.0	0.0	0.0	0.0	6.5576-02
CL-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.3349
H+	0.0	0.0	0.0	0.0	2.1025-11
HCO3-	0.0	0.0	0.0	0.0	9.3136-13
OH-	0.0	0.0	0.0	0.0	3.5448-10

STREAM SECTION

AIR AIRBACK AIRDRY AIRGREEN B1 (CONTINUED)

STREAM ID	AIR	AIRBACK	AIRDRY	AIRGREEN	B1
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	2.6540	2.6309	2.5916	2.6540	0.1322
KG/SEC	76.2014	75.7847	75.0662	76.2014	2.5342
CUM/SEC	64.2361	66.4163	62.7343	64.2361	2.1600-03
STATE VARIABLES:					
TEMP C	22.0000	34.6455	22.0000	22.0000	93.0000
PRES BAR	1.0132	1.0132	1.0132	1.0132	0.2541
VFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0
LFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:					
J/KMOL	-5.9505+06	-3.5040+06	-2.3616+05	-5.9505+06	-2.5985+08
J/KG	-2.0725+05	-1.2164+05	-8153.1751	-2.0725+05	-1.3557+07
KW	-1.5793+04	-9218.7243	-612.0278	-1.5793+04	-3.4357+04
ENTROPY:					
J/KMOL-K	4182.7736	5551.2769	4401.9722	4182.7735	-1.1903+05
J/KG-K	145.6835	192.7166	151.9748	145.6835	-6210.2619
DENSITY:					
KMOL/CUM	4.1317-02	3.9613-02	4.1311-02	4.1317-02	61.2118
KG/CUM	1.1862	1.1410	1.1965	1.1862	1173.2731
AVG MW	28.7113	28.8053	28.9651	28.7113	19.1674
MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:					
*** ALL PHASES ***					
CPMX KJ/KG-K	1.0204	1.0161	1.0076	1.0204	2.3029
*** VAPOR PHASE ***					
PPMX N/SQM					
H2O	2368.9994	1499.0612	MISSING	2368.9986	MISSING

STREAM SECTION

B1H B2 B2C BLEAN BRICH

STREAM ID	B1H	B2	B2C	BLEAN	BRICH
FROM :	HTX2	FL2	HTX2	HTX1	DRYER
TO :	FL2	HTX2	HTX1	HXB	HTX1
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	8.4332-02	7.1709-02	7.1709-02	7.1709-02	9.4838-02
O2	8.8410-13	0.0	0.0	0.0	1.0928-07
N2	1.0253-12	0.0	0.0	0.0	2.1114-07
CO2	1.4324-12	6.4014-15	6.2757-15	0.0	2.6292-09
AR	4.3577-14	0.0	0.0	0.0	5.3203-09
LI+	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02
CL-	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02
H+	1.3293-10	1.1827-10	4.1270-11	5.5037-12	1.9984-10
HCO3-	5.2638-15	0.0	0.0	0.0	1.9936-10
OH-	1.3292-10	1.1827-10	4.1270-11	5.5035-12	4.7159-13
CO3--	0.0	0.0	0.0	0.0	2.2520-15
COMPONENTS: MOLE FRAC					
H2O	0.6378	0.5996	0.5996	0.5996	0.6644
O2	6.6867-12	0.0	0.0	0.0	7.6566-07
N2	7.7545-12	0.0	0.0	0.0	1.4793-06
CO2	1.0834-11	5.3526-14	5.2474-14	0.0	1.8422-08
AR	3.2959-13	0.0	0.0	0.0	3.7277-08
LI+	0.1810	0.2002	0.2002	0.2002	0.1677
CL-	0.1810	0.2002	0.2002	0.2002	0.1677
H+	1.0054-09	9.8890-10	3.4508-10	4.6019-11	1.4001-09
HCO3-	3.9811-14	0.0	0.0	0.0	1.3968-09
OH-	1.0053-09	9.8890-10	3.4508-10	4.6018-11	3.3042-12
CO3--	0.0	0.0	0.0	0.0	1.5779-14
COMPONENTS: KG/SEC					
H2O	1.5192	1.2918	1.2918	1.2918	1.7085
O2	2.8290-11	0.0	0.0	0.0	3.4968-06
N2	2.8721-11	0.0	0.0	0.0	5.9146-06
CO2	6.3042-11	2.8173-13	2.7619-13	0.0	1.1571-07
AR	1.7408-12	0.0	0.0	0.0	2.1254-07
LI+	0.1661	0.1661	0.1661	0.1661	0.1661
CL-	0.8488	0.8488	0.8488	0.8488	0.8488
H+	1.3399-10	1.1921-10	4.1600-11	5.5477-12	2.0143-10
HCO3-	3.2118-13	0.0	0.0	0.0	1.2164-08
OH-	2.2606-09	2.0114-09	7.0190-10	9.3601-11	8.0205-12
CO3--	0.0	0.0	0.0	0.0	1.3514-13
COMPONENTS: MASS FRAC					
H2O	0.5994	0.5600	0.5600	0.5600	0.6273
O2	1.1163-11	0.0	0.0	0.0	1.2839-06
N2	1.1333-11	0.0	0.0	0.0	2.1717-06
CO2	2.4876-11	1.2212-13	1.1973-13	0.0	4.2486-08
AR	6.8691-13	0.0	0.0	0.0	7.8036-08
LI+	6.5576-02	7.2040-02	7.2040-02	7.2040-02	6.1018-02
CL-	0.3349	0.3679	0.3679	0.3679	0.3116
H+	5.2871-11	5.1677-11	1.8033-11	2.4049-12	7.3960-11
HCO3-	1.2674-13	0.0	0.0	0.0	4.4664-09
OH-	8.9202-10	8.7192-10	3.0426-10	4.0575-11	2.9449-12

STREAM SECTION

B1H B2 B2C BLEAN BRICH (CONTINUED)

STREAM ID	B1H	B2	B2C	BLEAN	BRICH
CO3--	0.0	0.0	0.0	0.0	4.9619-14
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	0.1322	0.1195	0.1195	0.1195	0.1427
KG/SEC	2.5342	2.3068	2.3068	2.3068	2.7235
CUM/SEC	2.2333-03	2.0117-03	1.9342-03	1.8698-03	2.2756-03
STATE VARIABLES:					
TEMP C	133.6283	141.7973	95.5624	34.1776	31.6776
PRES BAR	1.0132	1.0132	1.0132	1.0132	1.0132
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:					
J/KMOL	-2.5800+08	-2.5551+08	-2.5751+08	-2.5996+08	-2.6419+08
J/KG	-1.3460+07	-1.3246+07	-1.3350+07	-1.3477+07	-1.3845+07
KW	-3.4112+04	-3.0558+04	-3.0796+04	-3.1089+04	-3.7706+04
ENTROPY:					
J/KMOL-K	-1.1403+05	-1.1162+05	-1.1012+05	-1.1738+05	-1.2329+05
J/KG-K	-5949.3518	-5786.5774	-5709.1013	-6085.4473	-6460.9213
DENSITY:					
KMOL/CUM	59.2023	59.4498	61.8309	63.9612	62.7188
KG/CUM	1134.7573	1146.7327	1192.6613	1233.7523	1196.8397
AVG MW	19.1674	19.2890	19.2890	19.2890	19.0826
MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:					
*** ALL PHASES ***					
CPMX KJ/KG-K	2.4812	2.3841	2.1379	2.0278	2.3431

STREAM SECTION

BRIN BRINE BRINEOUT CO2 DRAIN

STREAM ID	BRIN	BRINE	BRINEOUT	CO2	DRAIN
FROM :	HTX1	----	HXB	----	PLANTS
TO :	FL1	DRYER	----	M	----

SUBSTREAM: MIXED

PHASE:	MIXED	LIQUID	LIQUID	VAPOR	MISSING
--------	-------	--------	--------	-------	---------

COMPONENTS: KMOL/SEC

H2O	9.4838-02	7.1709-02	7.1709-02	0.0	0.0
O2	1.0928-07	0.0	0.0	0.0	0.0
N2	2.1114-07	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	2.7379-09	0.0	2.2561-15	3.9405-04	0.0
AR	5.3203-09	0.0	0.0	0.0	0.0
LI+	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	0.0	0.0
CL-	2.3943-02	2.3943-02	2.3943-02	0.0	0.0
H+	1.0891-10	3.7252-12	3.7272-12	0.0	0.0
HCO3-	9.0679-11	0.0	4.0341-15	0.0	0.0
OH-	1.8223-11	3.7252-12	3.7231-12	0.0	0.0
CO3--	5.0779-15	0.0	0.0	0.0	0.0

COMPONENTS: MOLE FRAC

H2O	0.6644	0.5996	0.5996	0.0	0.0
O2	7.6566-07	0.0	0.0	0.0	0.0
N2	1.4793-06	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	1.9183-08	0.0	1.8865-14	1.0000	0.0
AR	3.7277-08	0.0	0.0	0.0	0.0
LI+	0.1677	0.2002	0.2002	0.0	0.0
CL-	0.1677	0.2002	0.2002	0.0	0.0
H+	7.6310-10	3.1148-11	3.1166-11	0.0	0.0
HCO3-	6.3535-10	0.0	3.3731-14	0.0	0.0
OH-	1.2768-10	3.1148-11	3.1131-11	0.0	0.0
CO3--	3.5578-14	0.0	0.0	0.0	0.0

COMPONENTS: KG/SEC

H2O	1.7085	1.2918	1.2918	0.0	0.0
O2	3.4968-06	0.0	0.0	0.0	0.0
N2	5.9146-06	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	1.2050-07	0.0	9.9292-14	1.7342-02	0.0
AR	2.1254-07	0.0	0.0	0.0	0.0
LI+	0.1661	0.1661	0.1661	0.0	0.0
CL-	0.8488	0.8488	0.8488	0.0	0.0
H+	1.0978-10	3.7550-12	3.7571-12	0.0	0.0
HCO3-	5.5330-09	0.0	2.4615-13	0.0	0.0
OH-	3.0993-10	6.3356-11	6.3320-11	0.0	0.0
CO3--	3.0472-13	0.0	0.0	0.0	0.0

COMPONENTS: MASS FRAC

H2O	0.6273	0.5600	0.5600	0.0	MISSING
O2	1.2839-06	0.0	0.0	0.0	MISSING
N2	2.1717-06	0.0	0.0	0.0	MISSING
CO2	4.4242-08	0.0	4.3042-14	1.0000	MISSING
AR	7.8036-08	0.0	0.0	0.0	MISSING
LI+	6.1018-02	7.2040-02	7.2040-02	0.0	MISSING
CL-	0.3116	0.3679	0.3679	0.0	MISSING
H+	4.0309-11	1.6277-12	1.6286-12	0.0	MISSING
HCO3-	2.0315-09	0.0	1.0670-13	0.0	MISSING
OH-	1.1380-10	2.7464-11	2.7448-11	0.0	MISSING

STREAM SECTION

BRIN BRINE BRINEOUT CO2 DRAIN (CONTINUED)

STREAM ID	BRIN	BRINE	BRINEOUT	CO2	DRAIN
CO3--	1.1188-13	0.0	0.0	0.0	MISSING
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	0.1427	0.1196	0.1195	3.9405-04	0.0
KG/SEC	2.7235	2.3068	2.3068	1.7342-02	0.0
CUM/SEC	2.3301-03	1.8646-03	1.8646-03	9.4945-03	0.0
STATE VARIABLES:					
TEMP C	77.2291	25.0000	25.0000	22.0000	MISSING
PRES BAR	1.0132	1.0132	1.0132	1.0132	1.0132
VFRAC	8.4503-07	0.0	0.0	1.0000	MISSING
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	0.0	MISSING
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	MISSING
ENTHALPY:					
J/KMOL	-2.6214+08	-2.6031+08	-2.6031+08	-3.9392+08	MISSING
J/KG	-1.3737+07	-1.3495+07	-1.3495+07	-8.9506+06	MISSING
KW	-3.7414+04	-3.1132+04	-3.1132+04	-155.2216	MISSING
ENTROPY:					
J/KMOL-K	-1.1702+05	-1.1857+05	-1.1857+05	2494.3539	MISSING
J/KG-K	-6132.2149	-6146.8991	-6146.8960	56.6769	MISSING
DENSITY:					
KMOL/CUM	61.2511	64.1383	64.1383	4.1503-02	MISSING
KG/CUM	1168.8320	1237.1691	1237.1694	1.8265	MISSING
AVG MW	19.0826	19.2890	19.2890	44.0100	MISSING
MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:					
*** ALL PHASES ***					
CPMX KJ/KG-K	2.3916	2.0269	2.0269	0.8460	MISSING
*** VAPOR PHASE ***					
PPMX N/SQM					
H2O	1.5675+04	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING

STREAM SECTION

G1 G2 L L1 L1P

STREAM ID	G1	G2	L	L1	L1P
FROM :	COND1	COND2	ML	COND1	PL
TO :	PV	----	HTX5	PL	ML
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	VAPOR	MISSING	LIQUID	LIQUID	LIQUID
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	2.0151-07	0.0	2.3129-02	1.0506-02	1.0506-02
O2	1.0011-07	0.0	9.1659-09	9.1650-09	9.1650-09
N2	2.0126-07	0.0	9.8751-09	9.8740-09	9.8740-09
CO2	8.1373-10	0.0	1.4608-09	1.6172-09	1.6172-09
AR	4.8409-09	0.0	4.7942-10	4.7938-10	4.7938-10
H+	0.0	0.0	5.7797-10	4.0001-10	4.0004-10
HCO3-	0.0	0.0	5.5408-10	3.9622-10	3.9624-10
OH-	0.0	0.0	2.3833-11	3.7664-12	3.7768-12
CO3--	0.0	0.0	2.8523-14	1.2186-14	1.2192-14
COMPONENTS: MOLE FRAC					
H2O	0.3962	0.0	1.0000	1.0000	1.0000
O2	0.1968	0.0	3.9630-07	8.7237-07	8.7237-07
N2	0.3957	0.0	4.2696-07	9.3986-07	9.3986-07
CO2	1.6001-03	0.0	6.3158-08	1.5393-07	1.5393-07
AR	9.5192-03	0.0	2.0728-08	4.5630-08	4.5630-08
H+	0.0	0.0	2.4989-08	3.8074-08	3.8078-08
HCO3-	0.0	0.0	2.3956-08	3.7714-08	3.7716-08
OH-	0.0	0.0	1.0305-09	3.5850-10	3.5950-10
CO3--	0.0	0.0	1.2332-12	1.1599-12	1.1605-12
COMPONENTS: KG/SEC					
H2O	3.6302-06	0.0	0.4166	0.1892	0.1892
O2	3.2035-06	0.0	2.9330-07	2.9327-07	2.9327-07
N2	5.6380-06	0.0	2.7663-07	2.7660-07	2.7660-07
CO2	3.5812-08	0.0	6.4288-08	7.1174-08	7.1173-08
AR	1.9338-07	0.0	1.9152-08	1.9150-08	1.9150-08
H+	0.0	0.0	5.8259-10	4.0321-10	4.0324-10
HCO3-	0.0	0.0	3.3809-08	2.4176-08	2.4178-08
OH-	0.0	0.0	4.0534-10	6.4057-11	6.4234-11
CO3--	0.0	0.0	1.7116-12	7.3127-13	7.3163-13
COMPONENTS: MASS FRAC					
H2O	0.2858	MISSING	1.0000	1.0000	1.0000
O2	0.2522	MISSING	7.0392-07	1.5495-06	1.5495-06
N2	0.4439	MISSING	6.6391-07	1.4615-06	1.4615-06
CO2	2.8197-03	MISSING	1.5429-07	3.7605-07	3.7605-07
AR	1.5226-02	MISSING	4.5965-08	1.0118-07	1.0118-07
H+	0.0	MISSING	1.3982-09	2.1304-09	2.1306-09
HCO3-	0.0	MISSING	8.1140-08	1.2774-07	1.2774-07
OH-	0.0	MISSING	9.7283-10	3.3845-10	3.3939-10
CO3--	0.0	MISSING	4.1079-12	3.8638-12	3.8656-12
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	5.0854-07	0.0	2.3129-02	1.0506-02	1.0506-02
KG/SEC	1.2701-05	0.0	0.4166	0.1892	0.1892
CUM/SEC	5.3029-05	0.0	4.2308-04	1.9120-04	1.9120-04

STREAM SECTION

G1 G2 L L1 L1P (CONTINUED)

STREAM ID	G1	G2	L	L1	L1P
STATE VARIABLES:					
TEMP C	45.8645	MISSING	56.7276	45.8645	45.9108
PRES BAR	0.2541	1.0132	1.0132	0.2541	1.0132
VFRAC	1.0000	MISSING	0.0	0.0	0.0
LFRAC	0.0	MISSING	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	MISSING	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:					
J/KMOL	-9.5881+07	MISSING	-2.8362+08	-2.8444+08	-2.8443+08
J/KG	-3.8391+06	MISSING	-1.5743+07	-1.5789+07	-1.5789+07
KW	-4.8759-02	MISSING	-6559.7384	-2988.2632	-2988.2141
ENTROPY:					
J/KMOL-K	5215.4863	MISSING	-1.5555+05	-1.5807+05	-1.5806+05
J/KG-K	208.8265	MISSING	-8634.4535	-8774.2712	-8773.8258
DENSITY:					
KMOL/CUM	9.5897-03	MISSING	54.6676	54.9460	54.9467
KG/CUM	0.2395	MISSING	984.8388	989.8539	989.8674
AVG MW	24.9752	MISSING	18.0150	18.0150	18.0150
MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:					
*** ALL PHASES ***					
CPMX KJ/KG-K	1.2426	MISSING	4.1827	4.1794	4.1792
*** VAPOR PHASE ***					
PPMX N/SQM					
H2O	1.0071+04	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING

STREAM SECTION

L2 L2L LL V1 V2

STREAM ID	L2	L2L	LL	V1	V2
FROM :	COND2	HTX3	HTX5	FL1	FL2
TO :	HTX3	ML	PLANTS	HTX4	COND2
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	1.2623-02	1.2623-02	2.3129-02	1.0506-02	1.2623-02
O2	8.8408-13	8.8408-13	9.1659-09	1.0928-07	8.8408-13
N2	1.0253-12	1.0253-12	9.8751-09	2.1114-07	1.0253-12
CO2	8.9220-13	5.8676-13	1.4607-09	2.8272-09	1.4313-12
AR	4.3576-14	4.3576-14	4.7942-10	5.3203-09	4.3576-14
H+	1.5691-10	8.1687-11	5.6645-10	0.0	0.0
HCO3-	5.3904-13	8.4425-13	5.5419-10	0.0	0.0
OH-	1.5637-10	8.0842-11	1.2210-11	0.0	0.0
CO3--	0.0	1.7523-16	2.6208-14	0.0	0.0
COMPONENTS: MOLE FRAC					
H2O	1.0000	1.0000	1.0000	0.9999	1.0000
O2	7.0037-11	7.0037-11	3.9630-07	1.0401-05	7.0037-11
N2	8.1222-11	8.1222-11	4.2696-07	2.0096-05	8.1222-11
CO2	7.0680-11	4.6483-11	6.3153-08	2.6909-07	1.1339-10
AR	3.4521-12	3.4522-12	2.0728-08	5.0638-07	3.4521-12
H+	1.2431-08	6.4713-09	2.4491-08	0.0	0.0
HCO3-	4.2703-11	6.6882-11	2.3961-08	0.0	0.0
OH-	1.2388-08	6.4044-09	5.2792-10	0.0	0.0
CO3--	0.0	1.3882-14	1.1331-12	0.0	0.0
COMPONENTS: KG/SEC					
H2O	0.2274	0.2274	0.4166	0.1892	0.2274
O2	2.8290-11	2.8290-11	2.9330-07	3.4968-06	2.8290-11
N2	2.8721-11	2.8721-11	2.7663-07	5.9146-06	2.8721-11
CO2	3.9266-11	2.5823-11	6.4284-08	1.2442-07	6.2991-11
AR	1.7408-12	1.7408-12	1.9152-08	2.1253-07	1.7408-12
H+	1.5817-10	8.2341-11	5.7098-10	0.0	0.0
HCO3-	3.2891-11	5.1514-11	3.3815-08	0.0	0.0
OH-	2.6595-09	1.3749-09	2.0766-10	0.0	0.0
CO3--	0.0	1.0515-14	1.5727-12	0.0	0.0
COMPONENTS: MASS FRAC					
H2O	1.0000	1.0000	1.0000	0.9999	1.0000
O2	1.2440-10	1.2440-10	7.0392-07	1.8474-05	1.2440-10
N2	1.2630-10	1.2630-10	6.6391-07	3.1248-05	1.2630-10
CO2	1.7267-10	1.1356-10	1.5428-07	6.5736-07	2.7700-10
AR	7.6551-12	7.6551-12	4.5965-08	1.1229-06	7.6551-12
H+	6.9554-10	3.6209-10	1.3704-09	0.0	0.0
HCO3-	1.4464-10	2.2653-10	8.1156-08	0.0	0.0
OH-	1.1695-08	6.0462-09	4.9840-10	0.0	0.0
CO3--	0.0	4.6240-14	3.7746-12	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	1.2623-02	1.2623-02	2.3129-02	1.0506-02	1.2623-02
KG/SEC	0.2274	0.2274	0.4166	0.1892	0.2274
CUM/SEC	2.3655-04	2.3202-04	4.2077-04	1.2561	0.4274

STREAM SECTION

L2 L2L LL V1 V2 (CONTINUED)

STREAM ID	L2	L2L	LL	V1	V2
-----------	----	-----	----	----	----

STATE VARIABLES:

TEMP C	95.5000	65.7220	45.0000	93.0000	141.7973
PRES BAR	1.0132	1.0132	1.0132	0.2541	1.0132
VFRAC	0.0	0.0	0.0	1.0000	1.0000
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	0.0	0.0
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

J/KMOL	-2.8069+08	-2.8294+08	-2.8450+08	-2.3970+08	-2.3807+08
J/KG	-1.5581+07	-1.5706+07	-1.5792+07	-1.3305+07	-1.3215+07
KW	-3543.1052	-3571.5243	-6580.1668	-2518.4112	-3005.1646

ENTROPY:

J/KMOL-K	-1.4715+05	-1.5352+05	-1.5828+05	-2.5941+04	-3.3207+04
J/KG-K	-8168.4330	-8521.8974	-8785.7847	-1439.9476	-1843.2986

DENSITY:

KMOL/CUM	53.3623	54.4047	54.9685	8.3641-03	2.9528-02
KG/CUM	961.3230	980.1017	990.2582	0.1506	0.5319
AVG MW	18.0150	18.0150	18.0150	18.0153	18.0150

MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:

*** ALL PHASES ***

CPMX KJ/KG-K	4.2103	4.1869	4.1790	1.8955	1.9232
-----------------	--------	--------	--------	--------	--------

*** VAPOR PHASE ***

PPMX N/SQM					
H2O	MISSING	MISSING	MISSING	2.5414+04	1.0132+05

STREAM SECTION

VENT VL W1 W2 W3

STREAM ID	VENT	VL	W1	W2	W3
FROM :	PV	HTX4	----	HTX5	HTX4
TO :	----	COND1	HTX5	HTX4	HTX3
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	VAPOR	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	2.0151-07	1.0506-02	0.3142	0.3142	0.3142
O2	1.0011-07	1.0928-07	0.0	0.0	0.0
N2	2.0126-07	2.1114-07	0.0	0.0	0.0
CO2	8.1373-10	2.4309-09	0.0	0.0	0.0
AR	4.8409-09	5.3203-09	0.0	0.0	0.0
H+	0.0	4.0001-10	9.6253-10	9.8998-10	1.7761-09
HCO3-	0.0	3.9622-10	0.0	0.0	0.0
OH-	0.0	3.7665-12	9.6253-10	9.8998-10	1.7761-09
CO3--	0.0	1.2187-14	0.0	0.0	0.0
COMPONENTS: MOLE FRAC					
H2O	0.3962	0.9999	1.0000	1.0000	1.0000
O2	0.1968	1.0401-05	0.0	0.0	0.0
N2	0.3957	2.0096-05	0.0	0.0	0.0
CO2	1.6001-03	2.3138-07	0.0	0.0	0.0
AR	9.5192-03	5.0638-07	0.0	0.0	0.0
H+	0.0	3.8073-08	3.0632-09	3.1506-09	5.6524-09
HCO3-	0.0	3.7712-08	0.0	0.0	0.0
OH-	0.0	3.5849-10	3.0632-09	3.1506-09	5.6524-09
CO3--	0.0	1.1599-12	0.0	0.0	0.0
COMPONENTS: KG/SEC					
H2O	3.6302-06	0.1892	5.6607	5.6607	5.6607
O2	3.2035-06	3.4968-06	0.0	0.0	0.0
N2	5.6380-06	5.9146-06	0.0	0.0	0.0
CO2	3.5812-08	1.0699-07	0.0	0.0	0.0
AR	1.9338-07	2.1253-07	0.0	0.0	0.0
H+	0.0	4.0321-10	9.7023-10	9.9790-10	1.7903-09
HCO3-	0.0	2.4176-08	0.0	0.0	0.0
OH-	0.0	6.4058-11	1.6370-08	1.6837-08	3.0207-08
CO3--	0.0	7.3132-13	0.0	0.0	0.0
COMPONENTS: MASS FRAC					
H2O	0.2858	0.9999	1.0000	1.0000	1.0000
O2	0.2522	1.8474-05	0.0	0.0	0.0
N2	0.4439	3.1248-05	0.0	0.0	0.0
CO2	2.8197-03	5.6523-07	0.0	0.0	0.0
AR	1.5226-02	1.1229-06	0.0	0.0	0.0
H+	0.0	2.1303-09	1.7140-10	1.7629-10	3.1627-10
HCO3-	0.0	1.2773-07	0.0	0.0	0.0
OH-	0.0	3.3844-10	2.8919-09	2.9744-09	5.3363-09
CO3--	0.0	3.8637-12	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	5.0854-07	1.0506-02	0.3142	0.3142	0.3142
KG/SEC	1.2701-05	0.1892	5.6607	5.6607	5.6607
CUM/SEC	2.2099-05	2.4423-04	5.7047-03	5.7067-03	5.7598-03

STREAM SECTION

VENT VL W1 W2 W3 (CONTINUED)

STREAM ID		VENT	VL	W1	W2	W3
STATE VARIABLES:						
TEMP	C	256.7692	45.8645	40.0000	40.8645	60.7220
PRES	BAR	1.0132	0.2541	1.0132	1.0132	1.0132
VFRAC		1.0000	4.8402-05	0.0	0.0	0.0
LFRAC		0.0	0.9999	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:						
J/KMOL		-8.9224+07	-2.8443+08	-2.8488+08	-2.8481+08	-2.8332+08
J/KG		-3.5725+06	-1.5788+07	-1.5813+07	-1.5810+07	-1.5727+07
KW		-4.5374-02	-2988.3120	-8.9515+04	-8.9494+04	-8.9024+04
ENTROPY:						
J/KMOL-K		9716.3148	-1.5806+05	-1.5947+05	-1.5926+05	-1.5464+05
J/KG-K		389.0384	-8773.6685	-8851.9846	-8840.4654	-8584.1128
DENSITY:						
KMOL/CUM		2.3012-02	43.0179	55.0809	55.0622	54.5542
KG/CUM		0.5747	774.9835	992.2828	991.9463	982.7955
AVG MW		24.9752	18.0153	18.0150	18.0150	18.0150

MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:

*** ALL PHASES ***						
CPMX	KJ/KG-K	1.2950	4.1792	4.1780	4.1781	4.1844
*** VAPOR PHASE ***						
PPMX	N/SQM					
H2O		4.0150+04	1.0071+04	MISSING	MISSING	MISSING

STREAM SECTION

W4 WATER

STREAM ID	W4	WATER
FROM :	HTX3	----
TO :	----	M

SUBSTREAM: MIXED

PHASE:	LIQUID	VAPOR
COMPONENTS: KMOL/SEC		
H2O	0.3142	6.2052-02
H+	1.8334-09	0.0
OH-	1.8334-09	0.0
COMPONENTS: MOLE FRAC		
H2O	1.0000	1.0000
H+	5.8348-09	0.0
OH-	5.8348-09	0.0
COMPONENTS: KG/SEC		
H2O	5.6607	1.1178
H+	1.8481-09	0.0
OH-	3.1182-08	0.0
COMPONENTS: MASS FRAC		
H2O	1.0000	1.0000
H+	3.2648-10	0.0
OH-	5.5085-09	0.0

TOTAL FLOW:		
KMOL/SEC	0.3142	6.2052-02
KG/SEC	5.6607	1.1178
CUM/SEC	5.7635-03	1.4887

STATE VARIABLES:

TEMP	C	61.9218	23.1212
PRES	BAR	1.0132	1.0132
VFRAC		0.0	1.0000
LFRAC		1.0000	0.0
SFRAC		0.0	0.0

ENTHALPY:

J/KMOL	-2.8323+08	-2.4214+08
J/KG	-1.5722+07	-1.3441+07
KW	-8.8996+04	-1.5026+04

ENTROPY:

J/KMOL-K	-1.5437+05	-4.4763+04
J/KG-K	-8569.1028	-2484.7708

DENSITY:

KMOL/CUM	54.5191	4.1682-02
KG/CUM	982.1623	0.7509
AVG MW	18.0150	18.0150

MIXED SUBSTREAM PROPERTIES:

*** ALL PHASES ***		
CPMX	KJ/KG-K	4.1850 1.8929

*** VAPOR PHASE ***		
PPMX	N/SQM	
H2O	MISSING	1.0133+05

STREAM SECTION

000 102 QDIS QREST

STREAM ID	000	102	QDIS	QREST
FROM :	HXB	COND2	PLANTS	FL1
TO :	PLANTS	FL1	----	----
CLASS:	HEAT	HEAT	HEAT	HEAT

STREAM ATTRIBUTES:

HEAT

Q	KW	42.9114	537.9405	36.8811	-0.1237
---	----	---------	----------	---------	---------

PHYSICAL PROPERTY TABLES SECTION

FLASH CURVE TABLE: PT-1

PROPERTIES ALONG A FLASH CURVE FOR STREAM: BRINE

VARIED VARIABLE(S): TEMP

PROPERTY SET(S): PBUB

2 PHASE TP FLASHES WERE PERFORMED.

PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG

HENRY-COMPS ID: GLOBAL

CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES

PHYSICAL PROPERTY TABLES SECTION

FLASH CURVE TABLE: PT-1 (CONTINUED)

!	TEMP	!	PBUB	!
!		!	TOTAL	!
!		!		!
!		!		!
!	C	!	N/SQM	!
!		!		!
!=====!				
!	25.000000	!	845.026865	!
!	34.645350	!	1471.688364	!

PROBLEM STATUS SECTION

BLOCK STATUS

```
*****
*
* CALCULATIONS WERE COMPLETED NORMALLY
*
* ALL UNIT OPERATION BLOCKS WERE COMPLETED NORMALLY
*
* ALL STREAMS WERE FLASHED NORMALLY
*
* ALL CONVERGENCE BLOCKS WERE COMPLETED NORMALLY
*
* ALL SENSITIVITY BLOCKS WERE COMPLETED NORMALLY
*
* ALL FORTRAN BLOCKS WERE COMPLETED NORMALLY
*
* ALL PROP-TABLES WERE COMPLETED NORMALLY
*
*****
```

Bijlage 6 IMAG-DLO rapportage

IMAG rapportage

**Performance van een membraan-
ontvochtiger in een Nederlandse
tuinbouwkas.**



Rapportage: H.F. de Zwart

IMAG, Postbus 43, 6700 AA Wageningen
Telefoon (0317) 476 300, Telefax 0317-425670

IMAG-DLO rapportage

**Performance van een membraan-
ontvochtiger in een nederlandse
tuinbouwkas.**

Rapportage: H.F. de Zwart

Inhoud

Inleiding	3
1 Opdracht	4
2 Uitvoeringswijze	5
2.1 Het rekenmodel KASPRO	5
2.2 Capaciteit van de ontvochtiger	6
2.3 Omschrijving van de door te rekenen gevallen	7
2.3.1 Algemeen	7
2.3.2 Varianten	8
2.3 Gebruikte weergegevens	9
3. Resultaten	10

Inleiding

Een belangrijk deel van het energieverbruik van tuinbouwkassen is gerelateerd aan het beperken van de vochtigheid in de kas. In de huidige praktijk gebeurt dit door het openen van de ramen zodat, behalve vocht (latente warmte), ook voelbare warmte verloren gaat. De toepassing van een ontvochtiger zou het luchten op vocht kunnen verminderen.

Gangbare ontvochtigers berusten op het onttrekken van vocht uit lucht middels condensatie van waterdamp uit de lucht aan een koud oppervlak. Een belangrijk probleem hierbij is de veel energie gebruikende koelmachine die moet worden ingezet en het grote condensatieoppervlak dat vereist is om een voor de tuinbouw zinvolle ontvochtigingscapaciteit te realiseren.

Teneinde voor deze beide problemen een oplossing te bieden heeft TNO een membraan-ontvochtiger ontwikkeld waardoor aan een zijde van de membraan een hygroskopische zoutoplossing wordt gevoerd. Wanneer er kaslucht langs de andere zijde van dit membraan wordt gevoerd neemt de zoutoplossing waterdamp op. De latente warmte van het vocht wordt hierbij omgezet in voelbare warmte die (grotendeels) ten goede komt aan de opwarming van de langs het membraan stromende kaslucht.

Om de zoutoplossing vervolgens te regenereren wordt de vloeistof door een recuperator geleid. In dit apparaat wordt het opgenomen water uit de zoutoplossing gestookt. De warmte die voor dit regeneratieproces nodig (een factor 0.56 van de latente warmte die in de zoutoplossing ligt besloten), komt voor 89% vrij in water met een aanvoer temperatuur van 60 °C wat daardoor vrij gemakkelijk kan worden toegepast in het verwarmingssysteem.

Om de prestaties en het gedrag van dit concept te bestuderen is de ontvochtiger in het IMAG-DLO simulatiemodel KASPRO ingebouwd. Dit model berekent een groot aantal energie- en massastromen in een kas als functie van weersomstandigheden, kasklimaat-regelacties en gebouw-egenschappen.

De projectopdracht, de uitgangspunten bij de berekeningen en de resultaten zijn in dit rapport gepresenteerd.

1 Opdracht

In nauw overleg met TNO-MEP te Apeldoorn zijn de door IMAG-DLO uit te voeren werkzaamheden als volgt vastgesteld:

- Nauwkeurige formulering van een 7-tal in samenspraak opgestelde situaties die moeten worden doorgerekend. De 7 situaties zijn zodanig dat er grip verkregen wordt op de potenties en beperkingen van de membraan-ontvochtiger.
- Implementatie van de fysische eigenschappen van de ontvochtiger in het simulatie-model. Hiertoe levert TNO kentallen van de ontvochtiger, waaronder een vocht-overdrachts-coëfficiënt en een tabel met dampdrukken aan het membraan als functie van temperatuur en zout-concentratie
- Het genereren van tabellen en grafieken met berekeningsresultaten. De tabellen geven een overzicht over de jaartotalen terwijl de grafieken inzicht geven in het verloop over het jaar.
- Het geheel van uitgangspunten en berekeningsresultaten wordt vastgelegd in een beknopt rapport.

In hoofdstuk 2 wordt in detail uitgewerkt hoe de bovenbeschreven onderdelen van het werk zijn uitgevoerd. In hoofdstuk 3 worden de resultaten beschreven.

2 Uitvoeringswijze

Om inzicht te geven in de door de opdrachtgever geformuleerde vragen is gebruik gemaakt van het IMAG-DLO kasproces-simulatiemodel KASPRO. In dit hoofdstuk wordt eerst het simulatiemodel in grote lijnen gepresenteerd. Vervolgens worden de door te rekenen gevallen en de aannamen die daarbij gemaakt zijn beschreven (kasconstructie, bedrijfsuitrusting, ontvochtigingscapaciteit van de droger en de werking van de kasklimaatregelaar). Tenslotte wordt het gebruikte bestand met weergegevens toegelicht en geplaatst tegen de achtergrond van het weer van een aantal jaren (1990 t/m 1994).

2.1 HET REKENMODEL KASPRO

De gegevens in alle figuren en tabellen in dit rapport zijn berekend met het simulatiemodel KASPRO. De belangrijkste grootheden die in dit model een rol spelen zijn de kasluchttemperatuur, CO₂-concentratie en de luchtvochtigheid. De klimaatregelaar die aan het model gekoppeld is, probeert deze grootheden zo goed mogelijk in overeenstemming te houden met de setpoints die ervoor gesteld zijn. De tussenvoeging 'zo goed mogelijk' is geplaatst omdat, net zoals in een echte kas, de kasluchtcondities vaak aanzienlijk kunnen afwijken van de gewenste waarden (bijvoorbeeld in de zomer, wanneer het meestal veel warmer is dan het kasluchttemperatuur-setpoint). Vanuit de door het model berekende temperatuur, CO₂-concentratie en lichtintensiteit wordt volgens de gangbare fotosynthesemodellen (Gijzen, 1992) de CO₂-opname door het gewas berekend.

Naast de beschrijving van temperatuur, vochtigheid en CO₂-concentratie bevat het model nog een groot aantal andere grootheden en relaties. Hierbij moet worden gedacht aan pijptemperaturen, de temperatuur van de bodem en het kasdek en de planttemperatuur.

Behalve het verloop van het kasklimaat berekent het model ook het dynamisch gedrag van de verwarmingsketel en de warmte-opslagtank.

Het buitenklimaat is natuurlijk een van de meest prominente invloedsfactoren. Daarom gebruikt het simulatiemodel uurlijkse weer-gegevens van de buitentemperatuur, de luchtvochtigheid, de diffuse en directe straling, de windsnelheid en de hemeltemperatuur (de hemeltemperatuur is een virtuele temperatuur die gebruikt wordt om het stralingsverlies naar de atmosfeer te berekenen). Nadere details van het model zijn uitgebreid beschreven door de Zwart (1996) en worden in dit kader niet verder uiteengezet.

In de modevaluaties die bij de ontwikkeling en het gebruik van KASPRO zijn

uitgevoerd blijken de berekeningen zeer goed overeen te komen met gemeten waarden.

2.2 CAPACITEIT VAN DE ONTVOCHTIGER

Op grond van de gegevens met betrekking tot de fysische eigenschappen van de zoutoplossing (een dampspanningstabel als functie van temperatuur en massafractie water in de zoutoplossing), de uitvoeringsvorm van de droger (een tegenstroom warmte- en vochtwisselaar) en de bedrijfscondities (een luchtdebiet van 100 m³ per uur per m² kas en een massafractievergroting van het water in de zoutoplossing van 0.56 naar 0.63) kon de volgende tabel met ontvochtigings-capaciteiten worden berekend.

Tabel 2.1 Ontvochtigingscapaciteit van de droger [mg vocht/(m² kas s)]. Het meest voorkomende werkgebied van de ontvochtiger is grijs geaccentueerd

dampdruk [kPa]	Luchttemperatuur [°C]						
	15	17	19	21	23	25	27
0.70	25.84	21.88					
0.85	36.41	32.22	27.81	23.15			
1.00	46.83	42.40	37.75	32.89	27.79		
1.15	57.11	52.44	47.54	42.44	37.13	31.58	
1.30	67.30	62.35	57.21	51.86	46.31	40.34	33.80
1.45	77.39	72.18	66.78	61.18	55.19	48.69	41.94
1.60	87.36	81.89	76.23	70.24	63.73	56.93	50.13
1.75	97.25	91.53	85.49	78.94	72.10	65.22	58.38
1.90		100.97	94.38	87.50	80.55	73.60	66.70
2.05		110.07	103.11	96.12	89.05	82.05	75.06
2.20			111.91	104.77	97.63	90.55	83.52
2.35				113.50	106.28	99.15	92.02
2.50				122.31	115.01	107.79	100.45
2.65					123.85	116.42	108.37
2.80					132.67	124.58	116.04
2.95						132.43	123.44
3.10						140.08	130.82
3.40							145.81
3.70							161.02

2.3 OMSCHRIJVING VAN DE DOOR TE REKENEN GEVALLEN

2.3.1 Algemeen

In de simulaties is uitgegaan van een Venlo-warenhuis met een poothoogte van 4 m. De kas is uitgerust met een enkelglas dek met een diffuse lichtdoorlatendheid van 79%. Van het licht dat door het kasdek binnenkomt wordt verondersteld dat nog eens 10% wordt onderschept door constructiedelen (pijpen, tralies, poten enz.). De totale diffuse doorlating komt daarmee op 71%.

De verwarming vindt plaats middels twee verwarmingsnetten, namelijk een buisrail-net bestaande uit vier 51-ers per kap en een tweede net, bestaande uit twee 28 mm pijpen per kap. Het maximale verwarmingsvermogen komt hiermee op zo'n 250 W/m². Er is geen energiescherm.

In de kas worden tomaten geteeld. De teelt duurt van 11 december (planten) tot 20 november (einde oogst). De eerste teeltweek worden dag- en nachttemperatuur-setpoints van 20 °C aangehouden. Op 18 december wordt het dagtemperatuursetpoint een halve graad verlaagd naar 19.5 en het nachttemperatuursetpoint verlaagd naar 18.5 °C. Op 23 januari (6 weken na het begin van de teelt) worden beide setpoints nog eens een graad verlaagd. Overdag wordt het temperatuursetpoint lichtafhankelijk verhoogd met 2 °C over het zonstralingstraject van 100 tot 300 W/m² (buiten de kas gemeten).

De ventilatielijn staat 2.5 °C boven de stooklijn. Deze dode zone is wat groter dan gebruikelijk in de huidige tuinbouwpraktijk (meestal 1 of 1.5 °C). Deze band moest echter groot worden gekozen om dezelfde regeling toe te kunnen passen in de situatie met en zonder ontvochtiger. De ramen worden per graad overschrijding van de ventilatielijn 3° geopend. Indien de lijzijdige luchting meer dan 15° geopend is (dus bij een kasluchttemperatuur 5 °C boven de ventilatielijn), gaan de loefzijdige ramen meelopen.

In de berekeningen wordt geen minimumbuis toegepast. Een dergelijke instelling zou namelijk de resultaten vertroebelen omdat ontvochtiging dan voor een gedeelte ongecontroleerd (en misschien zelfs ongewenst) plaatsvindt.

In de referentie-situatie (zonder ontvochtiger) worden de ramen behalve op temperatuur ook geregeld op vocht. Dit betekent dat bij overschrijding van de ingestelde RV de lijzijdige ramen 3° per procent overschrijding geopend worden. Deze raamactie op vocht is groter dan in de praktijk gebruikelijk is. De regeling is desalniettemin zo geparametriseerd om een gelijkvormige frequentieverdeling van RV-waarden te krijgen in een kas met en zonder ontvochtiger. Indien er een ontvochtiger aanwezig is wordt deze middels een proportionele regeling bestuurd die de ont-

vochtigingscapaciteit van 0 tot 100% regelt over een RV-band van 10 procentpunten vanaf de ingestelde RV-grens. Deze band is ruim gekozen. Zou deze band krappert zijn genomen dan zou de ontvochtigingscapaciteit van de actief geregelde ontvochtiger veel groter zijn dan de passieve ontvochtiging door middel van het openen van ramen. Dit zou ertoe leiden dat, ondanks de grote proportionaliteitsfactor van de raamregeling de frequentieverdeling van de RV-waarden in een kas met ontvochtiger zeer sterk zou gaan afwijken van de frequentieverdeling van RV-waarden in de standaard-kas (zie ook hoofdstuk 3).

De CO₂-dosering vindt plaats door middel van slangen waardoor CO₂-rijke rookgasen worden geblazen met een maximale capaciteit van 125 kg CO₂ per hectare per uur (de CO₂ die vrijkomt bij een verbranding van 70 m³ per hectare per uur). CO₂-dosering vindt plaats vanaf zonsopkomst tot een uur voor zonsondergang zolang de concentratie lager is dan 700 ppm. Wanneer er een CO₂-behoefte is wordt de CO₂ in principe gewonnen uit de rookgasen van de recuperator. Als deze minder dan 125 kg CO₂ per hectare per uur produceren wordt het tekort aangevuld vanuit de ketel. Warmte-overschotten uit de recuperator of de ketel worden opgeslagen in een warmte-opslagtank van 80 m³ (per hectare). Is de warmte-opslag vol dan wordt de CO₂-dosering gestaakt.

2.3.2 Varianten

De varianten die zijn doorgerekend verschillen wat betreft aan te houden RV-grens en het gebruik van de ontvochtiger. Om een inschatting te kunnen maken van de hoeveelheid energie die gemoeid is met de vochtbeheersing in een standaard-kas zijn er drie varianten voor een kas zonder ontvochtiger doorgerekend. De varianten verschillen alleen wat betreft de ingestelde RV-grens. In de eerste variant (①) worden de ramen geopend indien de relatieve vochtigheid in de kas boven de 80 %RV stijgt. In de tweede variant (②) is dit criterium verruimd naar 85 %RV, waardoor het minder vaak voorkomt dat de ramen op vocht worden geopend. In de derde variant (③) is de regeling op vocht uitgeschakeld.

De varianten waarin de ontvochtiger gebruikt wordt, kunnen worden opgedeeld in twee groepjes van twee. Voor variant ④ en ⑤ wordt de ontvochtiger alleen gebruikt indien de kasluchttemperatuur onder de ventilatielijn ligt. Dit om te voorkomen dat de warmteproductie van de ontvochtiger de kaslucht teveel zou opwarmen, wat als gevolg heeft dat de ramen openlopen en er CO₂ verloren gaat. In variant ⑥ en ⑦ wordt geen temperatuurcriterium aangelegd. Dit betekent dat in deze situaties de vochtbeheersing belangrijker wordt geacht dan de CO₂-concentratie.

De verschillen binnen de twee groepen hebben betrekking op de RV-grens. Deze is

80% in variant ④ en ⑥ (en dus vergelijkbaar met variant ①) en 85% in variant ⑤ en ⑦ (vergelijkbaar met variant ②).

2.3 GEBRUIKTE WEERGEGEVENS

Het simulatiemodel wordt gevoed met een typisch Nederlands buitenklimaat. Hiervoor is gebruik gemaakt van het SEL-jaar, een acroniem voor een set van geSElecteerde weergegevens. Het SEL-jaar is opgebouwd uit twaalf maand-bestanden met gemiddelde uurwaarden voor de belangrijkste weergegevens. De maandbestanden zijn geselecteerd uit weergegevens van het KNMI voor De Bilt over de periode 1971 t/m 1980. Zo is de januari-maand van 1971 in het SEL-bestand opgenomen als typisch Nederlands weer in de maand januari. De maand februari in het SEL-jaar is afkomstig uit de meteogegevens van februari 1973.

Het gebruik van het SEL-jaar heeft (boven het gebruik van gemiddelde weergegevens) het voordeel dat de dynamiek in het dagelijkse weer behouden blijft. Om een beeld te kunnen vormen van het weer zoals dat in het SEL-jaar is vastgelegd, zijn in tabel 2.2 de jaargemiddelden uit het SEL-jaar vergeleken met de jaargemiddelden over 1990 t/m 1994.

In vergelijking met de jaren '90 t/m '94 en met het langjarig gemiddelde leveren de weer-gegevens in het SEL-jaar een somber jaar. Alleen 1993 had met een gemiddelde lichtsom van $903 \text{ Jm}^{-2}\text{dag}^{-1}$ nog ongeveer 1% minder instraling. In 1990 was de globale straling met $999 \text{ Jm}^{-2}\text{dag}^{-1}$ het hoogste (9% meer dan in het SEL-jaar en 4% meer dan het langjarig gemiddelde).

Qua temperatuur stemt het SEL-jaar goed overeen met het langjarig gemiddelde. De vijf recente jaren zijn echter gemiddeld een stuk warmer, wat de stookbehoefte wat doet verminderen (zie de kolom graaddagen).

Tabel 2.2 Klimaatgegevens van het SEL-jaar, de jaren 1990 t/m 1994 en het lang-jarig gemiddelde over 1961-1990 voor De Bilt.

	graaddagen/jaar		gem. temperatuur		gem. lichtsom	
	totaal	tov SEL %	°C	t.o.v. SEL °C	$\text{Jcm}^{-2}\text{dag}^{-1}$	tov SEL %
SEL	3195	-	9,4	-	915	-
1990	2678	84	10,9	1,5	999	109
1991	3163	99	9,5	0,1	946	103
1992	2821	88	10,5	1,1	978	107
1993	3077	96	9,6	0,2	903	99
1994	2834	89	10,6	1,2	925	101
langjarig	3201	100	9,4	0,0	960	104

3. Resultaten

De resultaten van de berekeningen zijn gevat in een aantal tabellen en grafieken. Tabel 3.1 geeft een overzicht van de energie-stromen. Een gedetailleerde omschrijving van de varianten vindt u in § 2.3.2.

Tabel 3.1 Jaarlijks energieverbruik van een kas met en zonder ontvochtigingsinstallatie en benutting van warmte uit de recuperator..

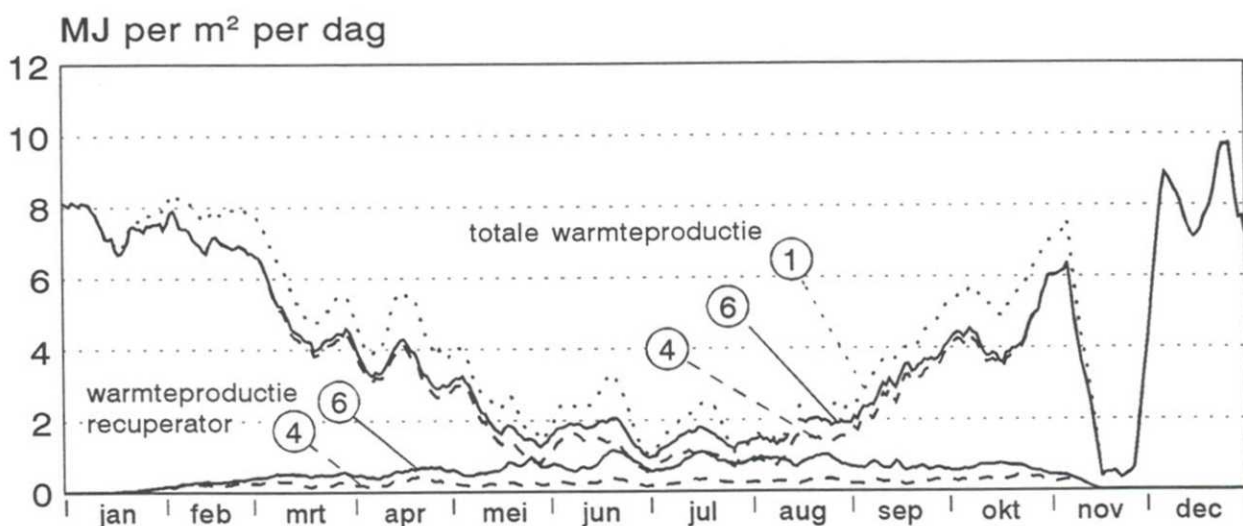
Variant	nr	RV-grens	Energieverbruik MJ/(m ² jaar)			benutting van warmte uit recuperator MJ/(m ² jaar)			
			ketel	pekel uit-stook	totaal	direct benutbaar	via buffer	overschot	totaal (89% van uitstook)
Standaard	①	80	1685		1685				
	②	85	1502		1502				
	③	100	1397		1397				
Ontvochtiger met temp crit.	④	80	1316	83	1398	18	35	22	74
	⑤	85	1355	44	1400	8	21	11	40
Ontvochtiger zonder temp crit	⑥	80	1286	204	1489	18	67	97	182
	⑦	85	1336	107	1443	8	42	45	96

Uit tabel 3.1 kan worden afgelezen dat het luchten op vocht bijna 300 MJ per m² per jaar vraagt indien de gewenste RV 80% bedraagt en ongeveer 100 MJ per m² per jaar vraagt als 85 % RV geaccepteerd wordt (vergelijk situatie ① en ② met ③). Dit warmte-verlies is opgebouwd uit latente- en voelbare warmte. Het gebruik van een ontvochtiger kan deze latente warmte terugwinnen en bovendien het verlies aan voelbare warmte voorkomen. Het lijkt dus voor de hand te liggen dat het energieverbruik van een kas die de vochtregeling middels een ontvochtiger realiseert met tenminste deze 100 tot 300 MJ zal dalen. Uit de modelberekeningen blijkt dit echter niet het geval te zijn. Dit komt in de eerste plaats omdat de voelbare warmte die bij de vochtopname aan de warmtewisselaar vrijkomt vaak op dat moment niet gebruikt kan worden. Dit blijkt uit vergelijking tussen de varianten ④ en ⑥ en de varianten ⑤ en ⑦. Immers, daar waar de varianten ④ en ⑤ stoppen met ontvochtigen wanneer de luchttemperatuur (daardoor) boven de ventilatietemperatuur stijgt gaan de varianten ⑤ en ⑥ onverminderd door.

De vergelijking van de variant ④ en ⑤ met ⑥ en ⑦ leidt tot de conclusie dat ongeveer 60% van de warmteafgifte aan de ontvochtiger de kasluchttemperatuur te hoog doet oplopen.

De warmte die bij de recuperator beschikbaar komt is in principe geschikt om tijdelijk opgeslagen te worden in een buffer. Uit het feit dat dit dan ook met grofweg de helft tot een derde van de vrijkomende warmte gebeurt kan opnieuw worden geconstateerd dat het vaak voorkomt dat de warmtebehoefte van de kas beperkt is op momenten dat er ontvochtigd moet worden. Echter, omdat de buffer ook door de ketel wordt gebruikt in verband met CO₂-dosering kan bijna de helft van de vrijkomende warmte niet in de buffer worden opgeslagen (zie de één na laatste kolom in de tabel). Een indicatieve berekening voor de afmeting voor een buffertank die alleen warmte van de recuperator zou moeten opslaan (dus geen CO₂-warmte) wees uit dat voor variant ④ een tank van ongeveer 45 m³ per hectare voldoende zou zijn om warmte vernietiging te voorkomen.

Het verloop van de dagelijkse warmteproductie door de recuperator en de warmtevraag van de kas wordt getoond in figuur 3.1. In deze figuur zijn de daggemiddelden met een 10-cels voortschrijdend-gemiddelde-filter bewerkt om een sterk fluctuerend, moeilijk leesbare curve te voorkomen.



Figuur 3.1 Jaarverloop van dagelijkse warmtevraag, voor variant ①, ④ en ⑥ en de dagelijkse warmteproductie door de recuperator in variant ④ en ⑥.

Behalve de energie-stromen geven de gegevens over de vochthuishouding een goed inzicht in de werking van de ontvochtiger. In tabel 3.2 worden de jaartotalen

gepresenteerd. Het eerste wat in de tabel opvalt is dat de droging van de kaslucht, zowel door middel van ventilatie als met behulp van de ontvochtiger, leidt tot een verhoging van de gewasverdamping. Omdat deze toename vooral zal plaatsvinden gedurende perioden met weinig zon (want als de zon schijnt staan de ramen al gauw open) zal deze extra verdamping ten laste van de verwarming liggen. Het is dus niet alleen het verlies aan voelbare en latente warmte die het extra energieverbruik van een kas waar het vocht-gehalte actief wordt geregeld verklaren, maar ook de verhoogde verdamping.

Het overgrote deel van de door ventilatie afgevoerde waterdamp (ongeveer 2/3) is gekoppeld aan de afvoer van voelbare warmte. Dit volgt uit de gegevens met betrekking tot situatie ③. Wat verder opvalt is dat er veel waterdamp wordt afgevoerd door condensatie tegen het kasdek. Op jaarbasis is dit in alle gevallen zelfs meer dan de vochtonttrekking via de ontvochtiger.

Het feit dat het raam relatief veel openstaat in verband met vochtafvoer (74% van de raamopening in situatie ① en 46% van de raamopening in situatie ③) vloeit voort uit de gekozen regeling die alleen passief vocht afvoert. De verwarming wordt namelijk alleen ingezet voor zover de kasluchttemperatuur te laag is, wat op sombere herfst dagen met een hoge buitenluchtvochtigheid en -temperatuur ook bij grote raamopeningen nauwelijks tot vochtafvoer leidt.

Tabel 3.2 Vochtstromen in een kas met en zonder ontvochtigingsinstallatie.

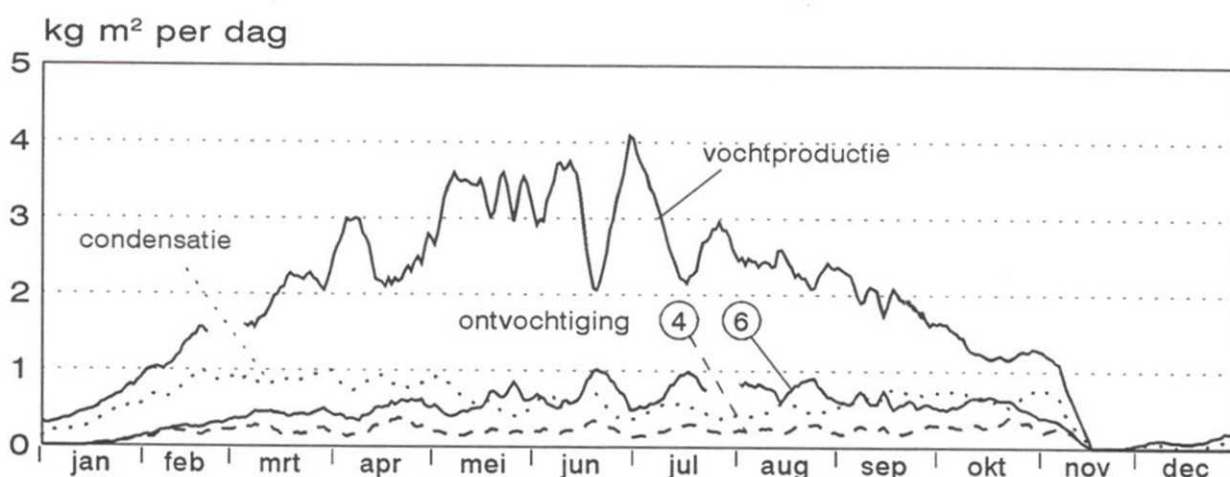
Variant	nr	RV-grens	Vocht kg/(m ² jaar)				gem. RV kas-lucht	gem raamstand	
			gewas ver-damping	conden-satie op kasdek	venti-latie afvoer	pekel-opname		totaal	i.v.m vocht
Standaard	①	80	678	166	514		70.54	7.23	5.27
	②	85	646	194	455		71.64	5.34	2.94
	③	100	620	220	405		72.38	3.20	
Ontvochtiger met temp crit.	④	80	662	201	401	65	70.40	3.23	
	⑤	85	644	211	403	35	71.39	3.21	
Ontvochtiger zonder temp crit	⑥	80	735	179	403	161	68.63	3.43	
	⑦	85	684	201	404	85	70.47	3.33	

Het overzicht van het verloop van daggemiddelde vochtproductie en -afvoer staat afgebeeld in figuur 3.2. Ook in deze figuur zijn de daggemiddelden met een 10-cels

voortschrijdend-gemiddelde-filter bewerkt.

Uit de figuur blijkt dat in de zomer de ontvochtiger een substantieel deel van de vochtproductie opneemt en dat de vochtafvoer door condensatie met name in het voor- en najaar plaatsvindt. In de zomer is het kasdek hiervoor te 'warm' en in de winter is de kas hiervoor te droog doordat de verdampingscapaciteit van de jonge plantjes ontoereikend is.

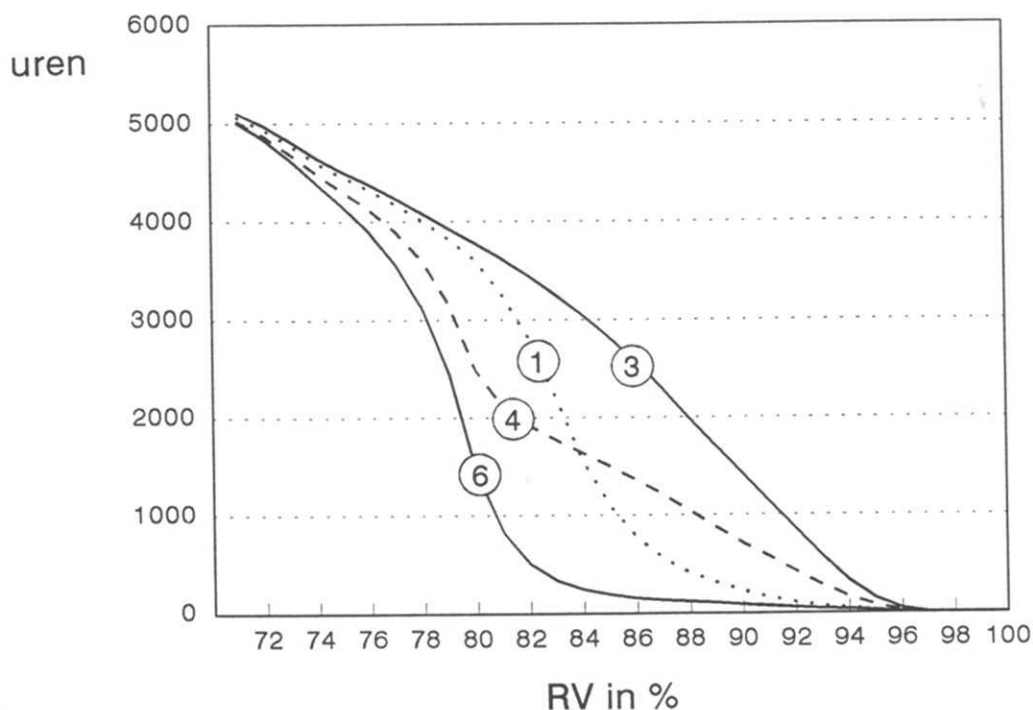
Naast het jaarverloop geven ook de frequentieverdelingen van RV en ontvochtiger-vermogen een goed inzicht in het proces.



Figuur 3.2 Jaarverloop van dagelijkse vochtproductie [$\text{kg}/(\text{m}^2 \text{ dag})$] door het gewas, de condensatie op het kasdek en de vocht-afvoer door de ontvochtiger voor de varianten ④ en ⑥.

Figuur 3.3 geeft een beeld van de frequentieverdeling van de RV-waarden van de varianten ①, ③, ④ en ⑥. De curven geven de cumulaties van het aantal uren dat de RV van de kaslucht boven de op de x-as staande waarden overschreed. Het valt daarbij op dat, ondanks de forse raamregeling op vocht voor de standaardkas (een proportionaliteitsfactor van 3 graden raamopening per procentpunt overschrijding van het RV-setpoint) en de sterk getemperde regeling van de ontvochtiger (een regeling over een bandbreedte van 10 procentpunten, zie § 2.3.1) de ontvochtiging door middel van ventilatie (variant ①) tot significant meer hogere RV-waarden leidt dan bij gebruik van een ontvochtiger (variant ④ en ⑥). Dit wordt veroorzaakt doordat op sombere dagen, met name in de herfst het verschil in absoluut vochtgehalte tussen buitenlucht en kaslucht niet erg groot is, wat tot gevolg heeft dat de ramen erg ver open moeten voor een relatief kleine vochtafvoer. De varianten ④ en ⑥ hebben geen hinder van deze omstandigheden omdat het vocht in die gevallen niet passief maar actief wordt onttrokken. Bovendien werkt de bijbehorende

warmte-toevoer RV-verlagend. In variant ⑥ komt daar dan nog eens een extra vocht-afvoer bij doordat de 'oververhitting' de ramen open doet gaan.

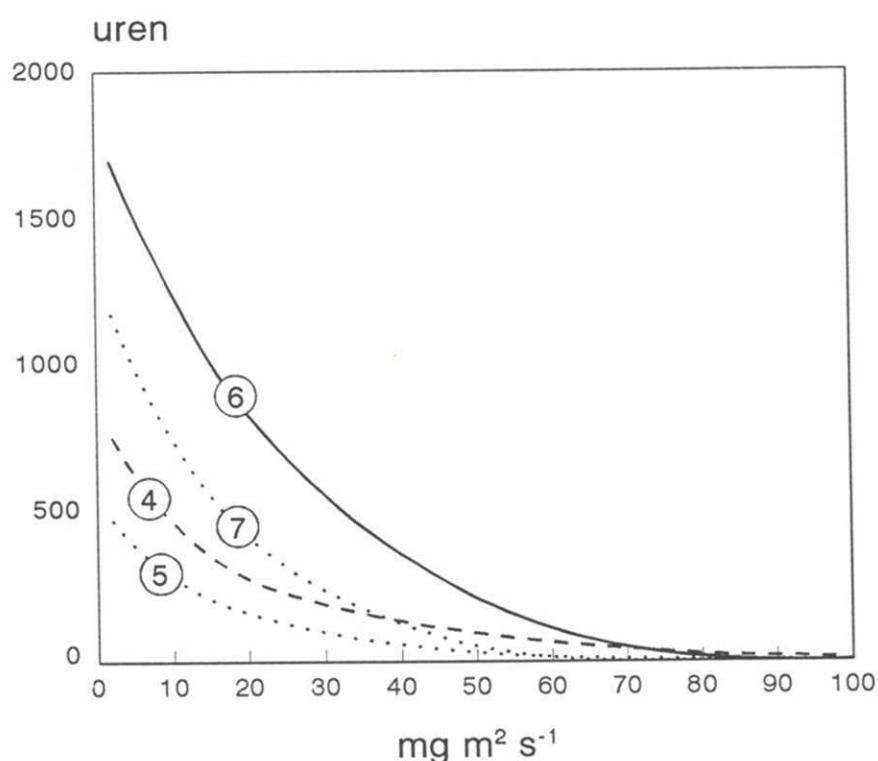


Figuur 3.3 Cumulative frequentieverdeling van RV-waarden in een standaardkas met vochtregeling door middel van ventilatie en bij gebruik van een ontvochtiger. De varianten zijn beschreven in § 2.3.2.

Om een indruk te geven van de benutting van de capaciteit van de ontvochtiger is ook een cumulatieve frequentieverdeling gegenereerd van de opgetreden onttrekkings-capaciteit (figuur 3.4). Hierin staat het aantal uren dat de ontvochtiger werkte met een capaciteit kleiner of gelijk aan de op de x-as vermelde waarden. Uiteraard ligt de curve voor variant ⑥ en ⑦ veel hoger dan voor variant ④ en ⑤. Wanneer figuur 3.4 wordt vergeleken met tabel 2.1 dan blijkt dat de voor deze berekeningen gekozen capaciteit (1 m² membraan per 8 m² kas) erg groot is. Tenslotte is de werking van de recuperator bekeken tegen het licht van de CO₂-dosering. In de eerste plaats blijkt dat de totale CO₂-gift daalt door het gebruik van de recuperator. Dit komt doordat de ramen minder open staan waardoor de gewenste CO₂-concentratie met een lagere gift kan worden gerealiseerd.

Het tweede dat opvalt is dat het aandeel van de rookgassen van de recuperator in de totale CO₂-gift gemiddeld over het jaar gering is (5% voor variant ④ tot maximaal

14% voor variant ⑥). Het verloop van de bijdrage van de recuperator tegen de achtergrond van de totale gift staat weergegeven in figuur 3.5. De belangrijkste oorzaak van de geringe bijdrage is dat de recuperator, met name voor variant ④, op tijden met de grootste CO₂-vraag (overdag) relatief weinig uren in werking is. Dit blijkt uit figuur 3.6, waarin het gebruik van de ontvochtiger over de dag wordt getoond.



Figuur 3.4 Cumulatieve Frequentieverdeling van de vochtonttrekking door de ontvochtiger voor variant ④ en ⑥.

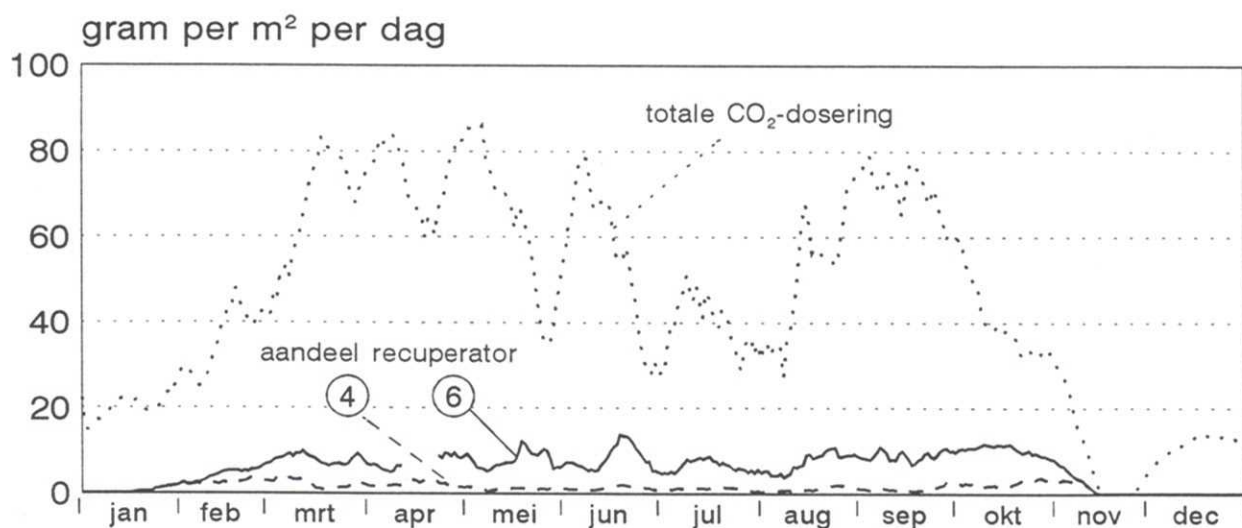
In de derde plaats blijkt dat de CO₂-concentratie overdag, gemiddeld over het jaar niet veel verschilt. Toch is de totale CO₂-opname in de situaties met ontvochtiger wat lager dan zonder ontvochtiger (zie laatste kolom in tabel 3.3). Dit komt doordat de CO₂-concentratie in de lichtrijkste (zomer) periode voor de varianten ④ en ⑥ behoorlijk lager lag (zie figuur 3.7). In de herfst is de CO₂-concentratie voor die varianten weliswaar hoger maar door het sombere herfstweer kan de plant in die periode minder met die CO₂ doen.

De oorzaak van de lager CO₂-gift in de zomer moet worden gezocht in het feit dat door de ontvochtiger-activiteit de warmte-behoefte van de kas in de nacht afneemt, wat weer tot gevolg heeft dat de warmte-opslag tank aan het begin van de dag

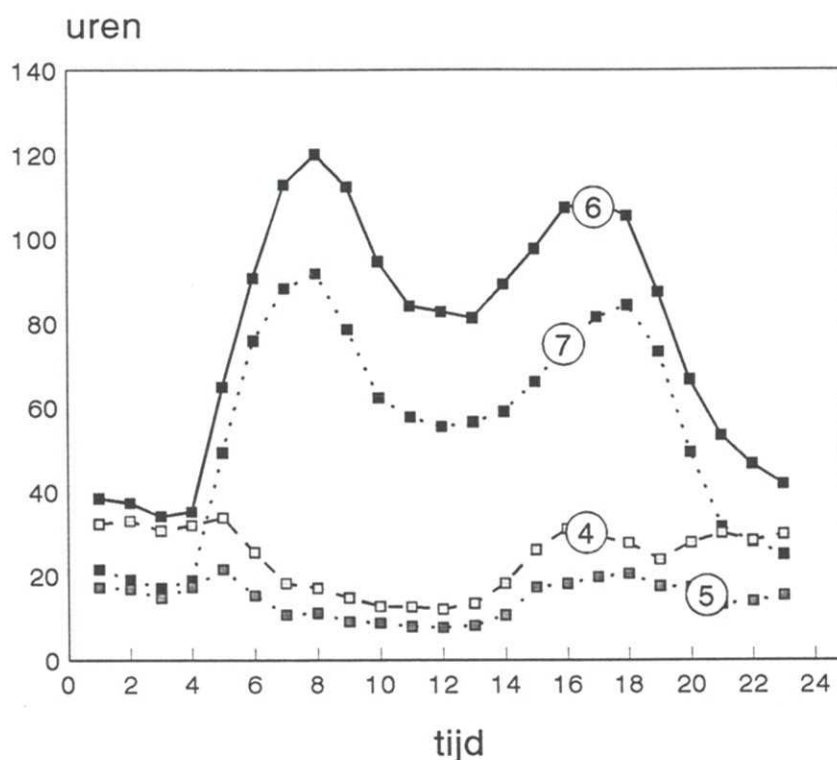
minder ontladen is. Doordat de CO₂-gift stopt als de tank vol is (zie § 2.3.1) wordt er in die situaties dus minder gedoseerd.

Tabel 3.3 CO₂-gift, het aandeel van de recuperator daarin, de resulterende CO₂-concentratie en de vastlegging van CO₂ door het gewas.

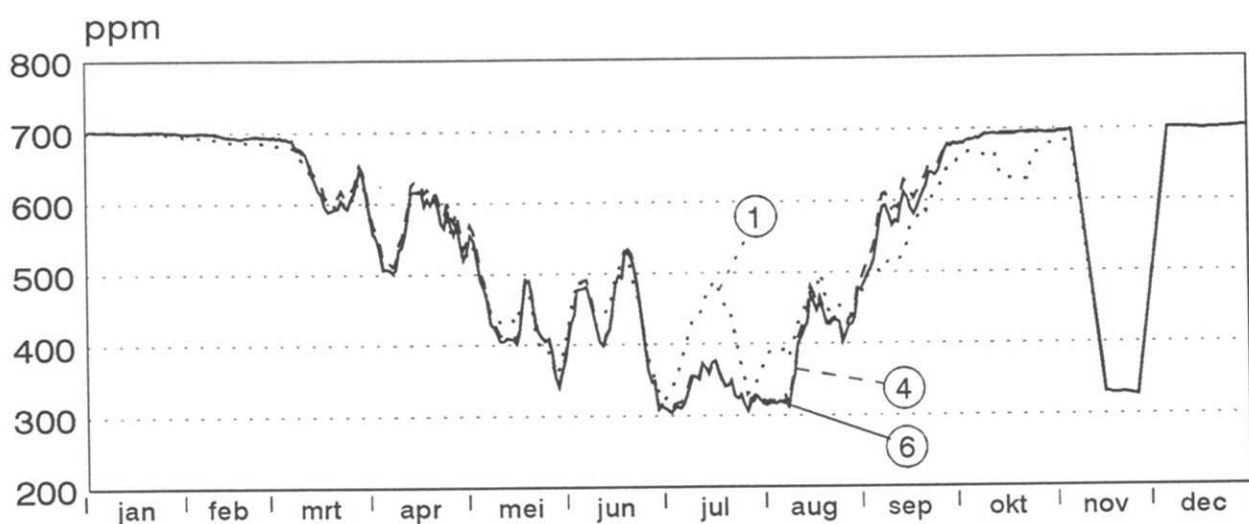
variant	nr	RV-grens	totale CO ₂ -gift kg/(m ² jaar)	bijdrage uit recuperator [%]	gem. CO ₂ -concentratie overdag	opgenomen CO ₂ kg/(m ² jaar)
Standaard	①	80	28.3		555	9.15
	②	85	22.4		561	9.09
	③	100	17.9		568	9.11
Ontvochtiger met temp crit.	④	80	16.5	4.6	556	8.96
	⑤	85	17.1	2.4	561	9.03
Ontvochtiger zonder temp crit	⑥	80	16.6	13.6	552	8.92
	⑦	85	17.0	6.8	559	8.99



Figuur 3.5 Jaarverloop van het dagelijkse CO₂-productie van de recuperator ten behoeve van CO₂-dosering tegen het licht van de totale CO₂-doseringsbehoefte voor de varianten ④ en ⑥.



Figuur 3.6 Verloop van het aantal uren op jaarbasis dat de ontvochtiger in werking is over een etmaal voor de vier varianten



Figuur 3.7 Jaarverloop van de gemiddelde CO₂-concentratie voor de varianten ①, ④ en ⑥.

Bijlage 7 Informatie membraan-gasabsorptiemodulen

Design and development of a modular cross-flow membrane unit

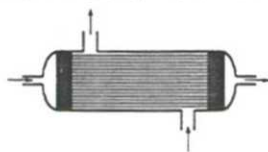


P.H.M. Feron*, B.Ph. ter Meulen*, A.E. Jansen* and J. Smid**

TNO Institute of Environmental and Energy Technology, P.O. Box 342, 7300 AH Apeldoorn, The Netherlands
TNO Institute of Rubbers and Plastics, P.O. Box 6031, 2600 JA Delft, The Netherlands

Introduction

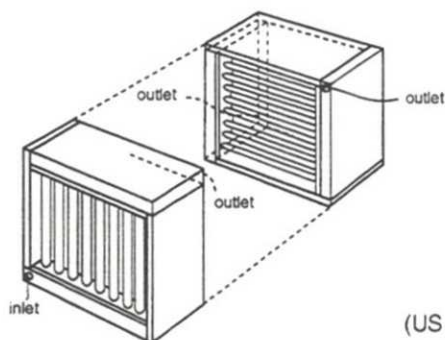
Conventional hollow fibre membrane modules have been designed for filtration duties. Flow conditions outside the fibres are ill-defined. The development of novel membrane processes based on the use of membranes as contactors has resulted in the need for a module design different from the conventional one.



Design principles

Essential considerations in the design are:

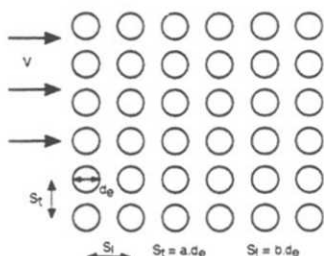
- Cross-flow in one membrane element
- Scale-up is achieved by element stacking
- Counter-current and co-current operation is possible



(US Patent nr.: 5230796)

Geometry

- In-line geometry results in highest mass transfer for a given pumping power



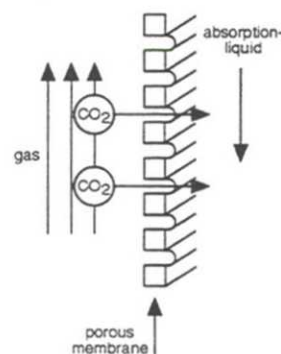
Prototype

- 1 mm polypropylene fibres
- Membrane area = 0.46 m²

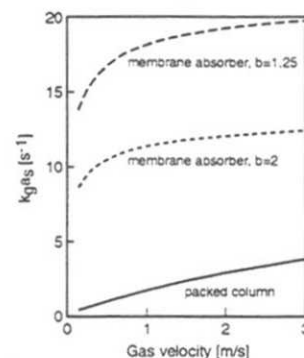
Example applications

1. Membrane gas absorption

- Principle:
This application is based on the use of hollow fibre membranes for gas-liquid contacting operations. By means of a hydrophobic porous membrane one is able to keep gas and liquid flows separated.

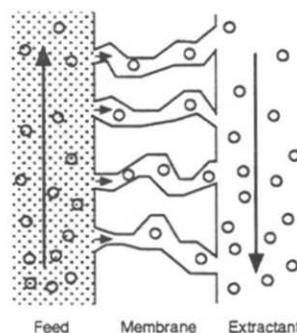


- Mass transfer
Comparison with packed column

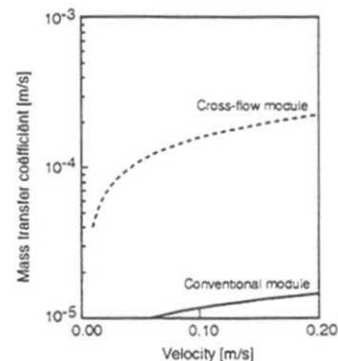


2. Pertraction

- Principle:
The application is based on the use of hollow fibre membranes for liquid-liquid extraction. By means of a hydrophobic porous membrane one is able to keep both liquid flows separated.



- Mass transfer
Comparison with conventional filtration type membrane modules



Conclusions

1. Modular design allows easy scale-up
2. Cross-flow ensures high mass transfer
3. Membrane unit has low pressure drop
4. Design has important benefits for gas absorption and pertraction but also for other membrane operations

Industrial Gas Treatment

Many applications with Membrane Gas Absorption

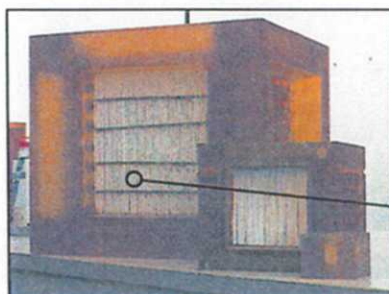
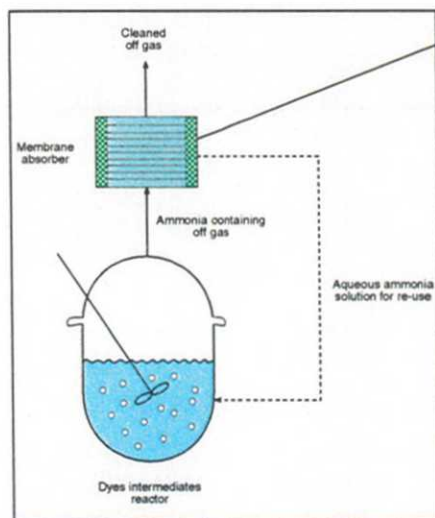
If you want to recover specific components like sulphurdioxide, ammonia, carbondioxide, water vapour or many others from gas streams the emerging new technology membrane gas absorption is of interest to you.

Compared to the conventional methods membrane gas absorption offers major advantages in: low costs, very compact equipment, low energy consumption, modular adjustable equipment and easy and flexible process operation.

The process has been demonstrated successfully on an industrial scale for ammonia removal and recovery from an off gas stream at a chemical production plant.

Membrane Gas Absorption Features

The membrane gas absorption technology is able to treat gas streams with extreme variations in gas flow and or concentrations of the components to be removed. This at low costs in very compact equipment. The reduction in volume and weight compared to a conventional absorber can be more than a factor 10.

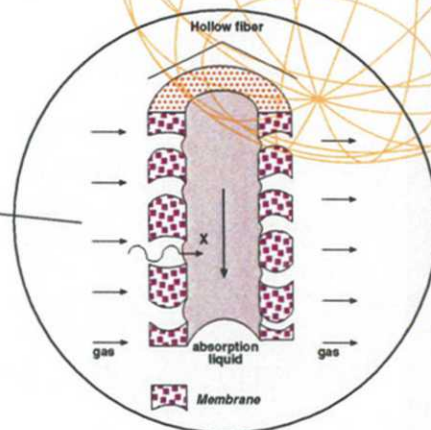


MGA membrane module (1)

Through the use of hollow fibre membranes the membrane gas absorption process can offer you the following operational and economical advantages over conventional spray towers or packed columns:

Operational advantages:

- Independent Gas/Liquid control.
- Flexible operation.
- Optimal load absorption liquid.
- No entrainment, flooding or foaming.
- Modular equipment compact.
- Low weight very compact equipment.



Economical advantages:

- Low investment costs.
- Low pumping power.
- No expensive civil engineering work necessary.

Industrial Membrane Gas Absorption installation

An industrial membrane gas absorption unit for ammonia recovery has been installed at a dyes intermediates production plant of Aliachem in Pardubice the Czech Republic. In this plant dyes intermediates are produced batch wise in pressurised reactors. Ammonia is used as a reactant in the reactor. Depressurisation of the reactor results in an ammonia containing off gas stream which gives a significant loss of ammonia.

In the membrane gas absorption unit the total off gas stream is treated. The ammonia is recovered as an aqueous ammonia solution of > 20 wt% which can be re-used in the dyes intermediates production process.

The membrane gas absorption unit has been operated successfully; aqueous ammonia solutions of 27 wt% ammonia have been produced and there was no



MGA unit on site in Pardubice, Czech Republic (2)

detectable emission of ammonia to the environment.

The installation has a capacity to absorb 50 kg/hr ammonia and has proved to be very easy in operation. Variation in gas flow rate or ammonia concentration can be handled without any problems.

Potential applications

- Flue-gas and off-gas containing e.g. SO_2 , HCl , NH_3 or H_2S can be treated to meet emission standards in many industrial situations.
- Recovery and re-use of CO_2 from fluegas, biogas and off-gases in horticultural industry, beverage production and other industrial applications.
- Upgrading and desulphurisation of biogas from anaerobic digesters and landfills.
- Acid gas removal and dehydration of natural gas.
- Acid gas removal from fuel gas mixtures.
- Alkene-alkane separation in petrochemical industry.
- Indoor air treatment for e.g. tobacco smoke components.

Treatment of your Gas stream

Membrane Gas Absorption for gas streams up to 5000 m^3/hr can be realised on short notice for many different applications. Installations for treatment of larger gas streams are under development.

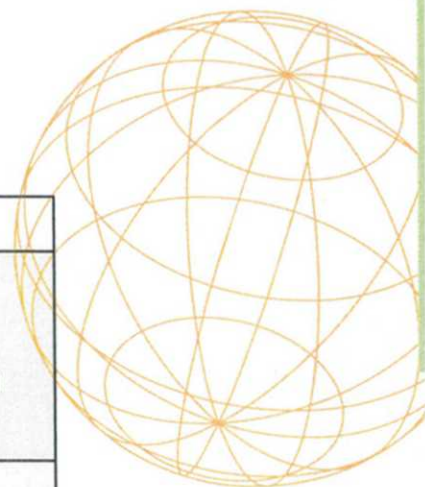
TNO can evaluate the membrane gas absorption technology for your specific application and can realise together with an OEM a full scale installation or an on site demonstration project for you at competitive costs.

Gas Absorption systems

Component	Absorption liquid
• H_2O • CO_2 • SO_2 • NH_3 • H_2S • C_2H_4 • Hg	Brine Coral Sulphite solution Sulphuric acid, water Sodium hydroxide, Coral Complexation Oxidative solution
• CO • NO_x • O_2 • N_2 • C_2H_4	Complexation Chemical binding Complexation Complexation Oxidative solution

 Proven system

 Option for research



For further information, please contact:

Department of Chemical Engineering
R. Klaassen, M.Sc.

TNO Institute of Environmental Sciences,
Energy Research and Process Innovation
Business Park E.T.V.
Laan van Westenenk 501
P.O. Box 342
7300 AH Apeldoorn
The Netherlands

Phone : +31 55 549 31 96
Fax : +31 55 549 37 40
E-mail : PT.Secretariaat@mep.tno.nl
Internet : www.mep.tno.nl

Photos: (1) TNO;

(2) Research Institute for Organic Synthesis



CO₂-recovery using Membrane Gas Absorption

Principle

Membrane gas absorption makes use of porous membranes for the transfer of components between a gas and a liquid. The membrane forms a gas-permeable barrier between a liquid and a gaseous phase. Gaseous components diffuse through the pores and are absorbed by a suitable liquid.

Applications

Together with industry TNO is developing the process for the following applications:

CO₂-production:

- Fertiliser in horticultural industry.
- Carbonated beverages.

Environmental Control and Life Support:

- CO₂-removal from anesthetic gases.
- CO₂-removal in submarines.
- CO₂-removal in spacecrafts.

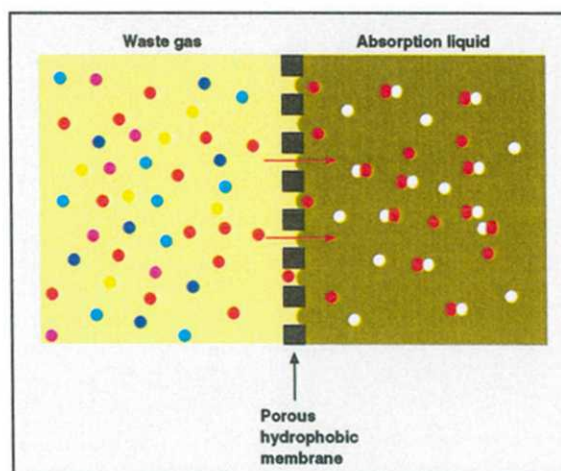
Gas Purification:

- Acid gas removal from biogas.
- Natural gas sweetening.
- Acid gas removal from fuel gas.

Features

Features of CO₂ membrane gas absorption are:

- Flexible, modular equipment.
- Small size equipment.
- No entrainment, flooding, foaming or channeling.
- Use of dedicated CORAL liquids, patented by TNO.
- Use of DAM-module (Cross-flow membrane module), also patented by TNO.
- Operation at optimum process conditions.
- Operation not subject to absorber tilt.

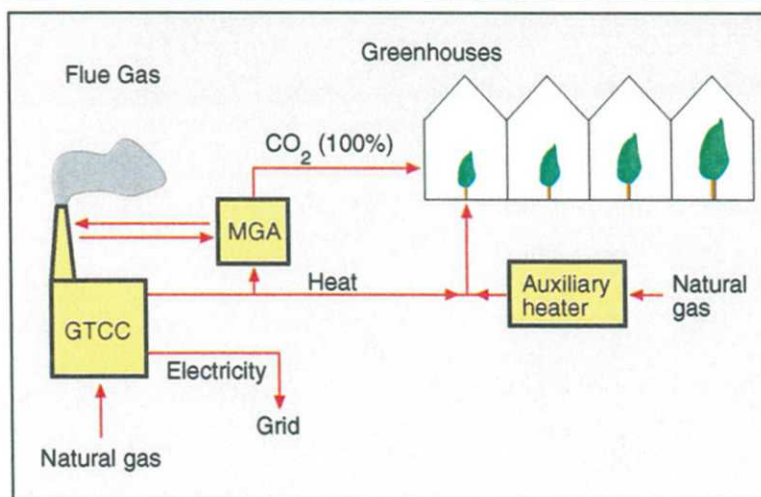


Membrane Gas
Absorption principle

Economics and energy saving

The combined supply of CO₂ and heat to greenhouses leads to overall energy savings of around 30%. Membrane gas absorption will also lead to a cheaper CO₂-product.

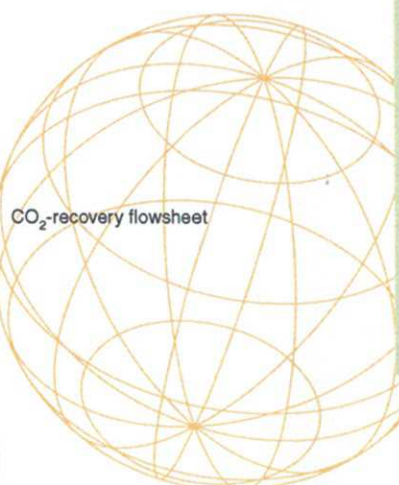
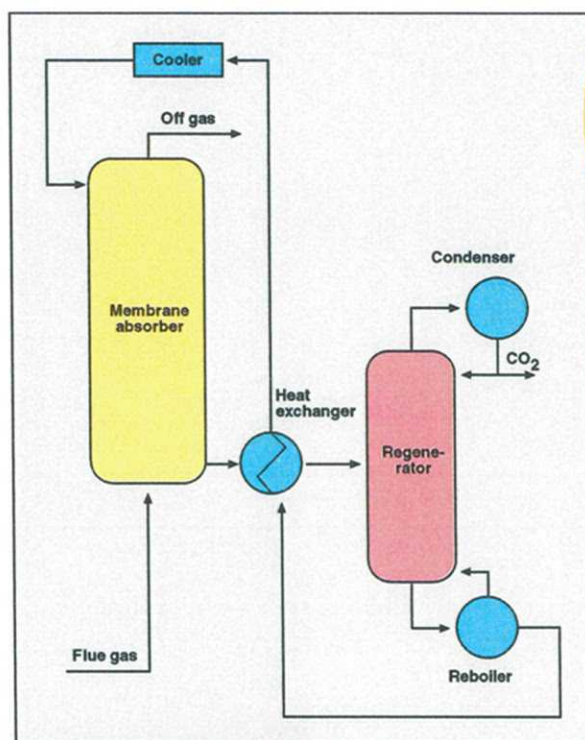
CO ₂ -delivery method	CO ₂ -costs
Conventional	120 - 200 NLG/tonne
Membrane gas absorption	100 - 160 NLG/tonne



CO₂-production
for greenhouses

Process

In the membrane absorber CO_2 is chemically bound to an aqueous solution. It is removed from the rich liquid using thermal regeneration. The lean absorption liquid is then fed back to the membrane absorber where it is re-used.



Pilot plant on location

Development status

TNO has operated a small pilot plant successfully in the laboratory since early 1995. In an ensuing multi-client project a pilot plant of 25 m³/h has been designed, built and tested, both in the lab and on location with real flue gas. The development is aimed at efficient integration of heat supply and CO_2 supply to greenhouses.

For further information, please contact:

Department of Chemical Engineering
Dr P.H.M. Feron

TNO Institute of Environmental Sciences,
Energy Research and Process Innovation
Business Park E.T.V.
Laan van Westenenk 501
P.O. Box 342
7300 AH Apeldoorn
The Netherlands

Phone : +31 55 549 38 01
Fax : +31 55 549 34 10
E-mail : PT.Secretariaat@mep.tno.nl
Internet : www.mep.tno.nl

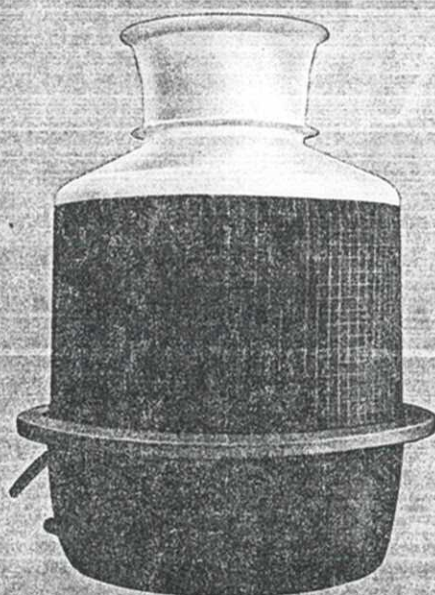
Photo: Hans Buyse Fotografie, Rotterdam



Bijlage 8 Informatie enkele alternatieve droogsystemen

GREENHOUSE DEHUMIDIFIER

**THE ORMAT
LATENT HEAT CONVERTER**



**Maintains lower air humidity in the Greenhouse,
for HEALTHIER and BETTER CROPS
and for ENERGY SAVING.**

A Breakthrough in Greenhouse Operation

The ORMAT Latent Heat Converter (LHC) Converts Excessive Humidity into Useful Heat

When you ventilate the GREENHOUSE to lower the humidity, your energy bill sky-rockets, but this is the penalty you pay to reduce leaf, flower or fruit diseases (Botrytis, etc.) which flourish in humid atmospheres and degrade the quality of your crop.

The conflict between energy bills and the price which the high quality crop can get in the market is the dilemma which you have had to face until now.

The innovative Ormat Latent Heat Converter * (LHC) will free you from this problem:

It converts the excess water vapor into liquid, dehumidifies the air and liberates the heat of condensation into the area of the greenhouse as useful heat.

Conventionally, to remove one kg of water

vapor from greenhouse air by ventilation, you have to exhaust some 140 cubic meter of humid warm air and replace it with cold air from the outside. The heat which is exhausted and lost amounts to 1.3 kWh (1100 kcal), of which half is latent and half sensible heat. Therefore, each kg of liquid water removed by the LHC unit saves 1.3 kWh of heat.

The LHC allows you to keep your windows closed, to conserve the heat in the greenhouse, and to reduce heating costs. The air, enriched with CO₂, remains inside the greenhouse, thereby raising the crop yield.

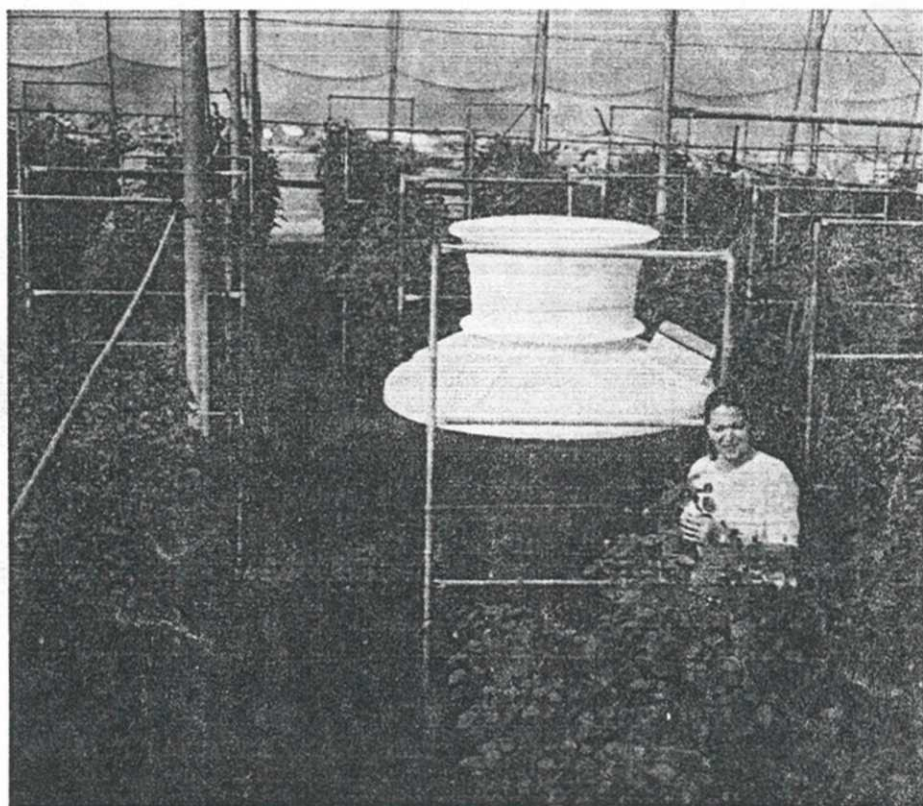
The LHC also circulates the air and filters out micro-organisms which often cause plant disease.

The filtered air discharged from the LHC is drier and warmer, which is just what the plants need.

Advantages

- * Maintains lower air humidity, as required to suppress fungal diseases.
- * Reduces expenses on heating.
- * Filters out disease bearing micro-organisms from the air.
- * Cuts the cost of application of fungicides and pesticides.
- * Raises the quality of greenhouse produce.
- * Conserves CO₂, to increase yields.
- * Helps maintain, through circulation of air by the LHC, uniform atmosphere throughout the greenhouse.

(*) Patented



The System and its Operation

The air inside the greenhouse is continuously circulated across the direct contact brine-air heat exchanger, which simultaneously converts the latent heat to sensible heat, as follows:

The vapor (in the air) condenses on the hygroscopic brine. The air flow returns to the greenhouse area with its humidity significantly lowered.

The heat of condensation raises the brine temperature above the air temperature. This causes heat to flow from the brine to the air.

To maintain the brine concentration, a brine evaporator - condenser system is used. The

brine is heated through a hot water coil, which is connected to the water heater system. The vapor released from the heated brine condenses on the inner side of the cylindrical brine-vapor heat exchanger. The condensate is cooled by the same brine which is pumped to the brine-air heat exchanger.

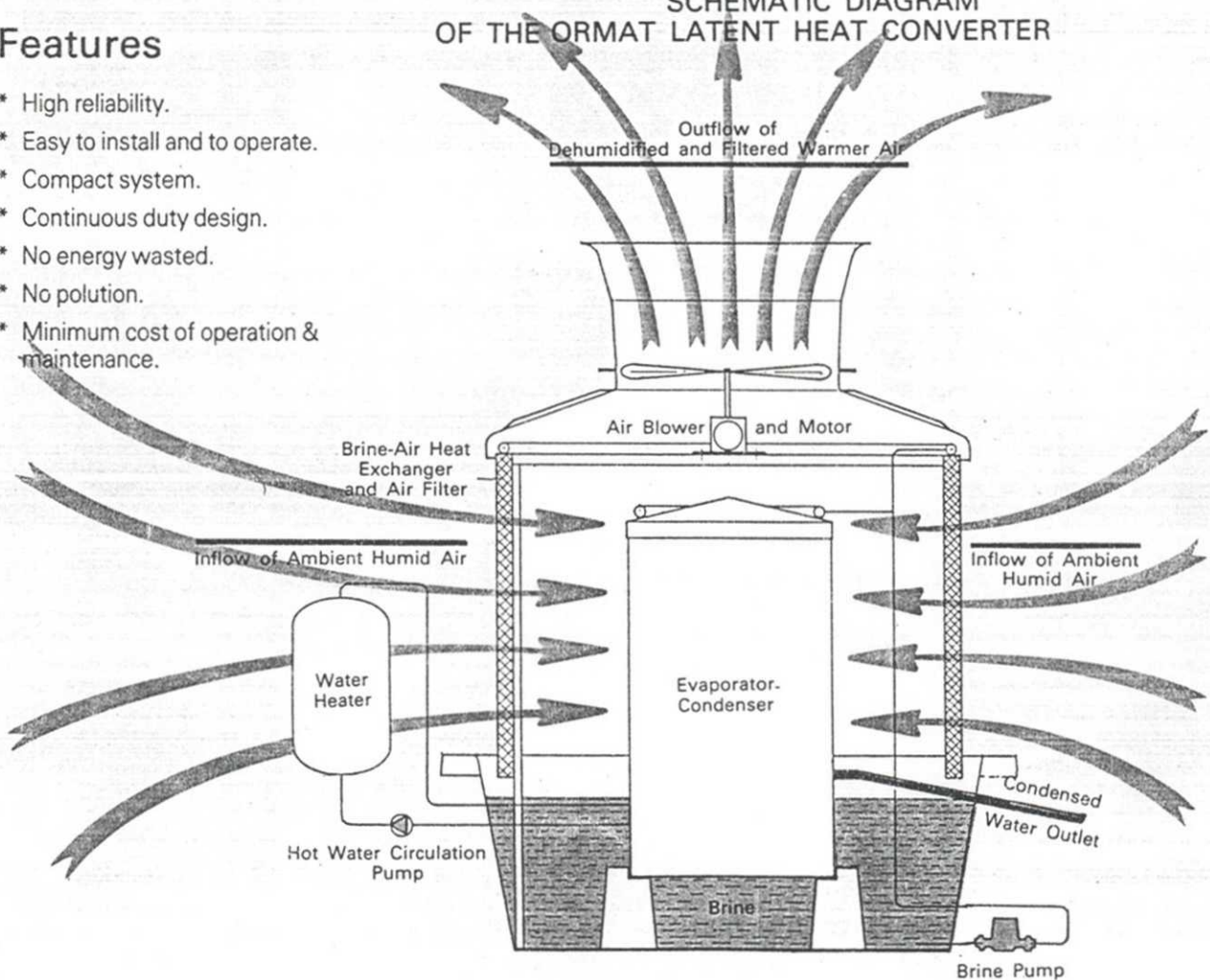
The heat absorbed by the brine is recovered as sensible heat, which returns to the greenhouse via the brine-air heat exchanger.

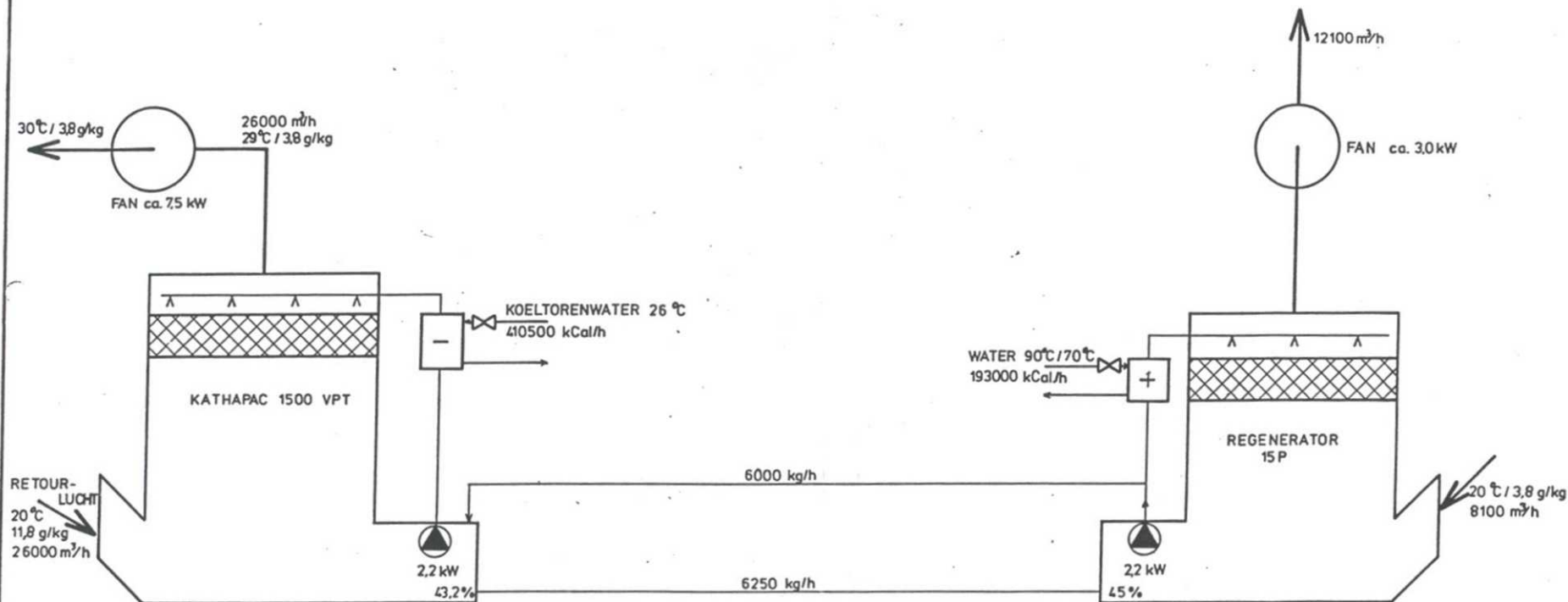
The water, which condenses inside the condenser, is removed as fresh water, for various purposes.

Features

- * High reliability.
- * Easy to install and to operate.
- * Compact system.
- * Continuous duty design.
- * No energy wasted.
- * No pollution.
- * Minimum cost of operation & maintenance.

SCHEMATIC DIAGRAM
OF THE ORMAT LATENT HEAT CONVERTER





De koeling doet > 3 * meer
dan de verwarmings warmte!!

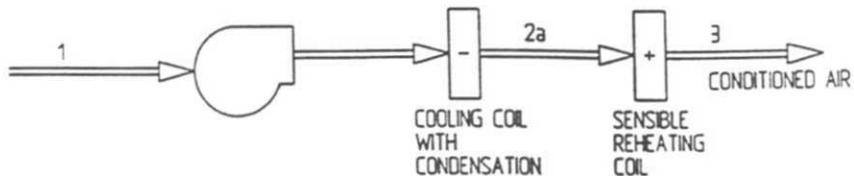
- 1) Verwijdering van ca. $0.8 \times 26000 \sim 208 \text{ kg. h}^{-1}$! faktor 6-36 * te lang $\frac{1000}{\text{h}}$.
- 2) Meeste latente warmte weggevoerd; restje gaat de kaslucht in.
- 3) Bij de regeneratie wordt de reg. warmte naar de atmosfeer afgevoerd.
- 4) Hoe groot is de koeltoren-warmte behoefte? (enorm, dus).

REV	DATE	DESCRIPTION	DRAWN	CHECKED
		 Zaaijmeester - Holland P.O. Box 220 Tel: 079-21 83 63 Telex: 31736 Telefax: 079-510434 Kathabar SYSTEMS EUROPE Division of Van Buuren-Van Swaay B.V. COPYRIGHTS RESERVED	SCALE	
			DRAWN	885
			DATE	13-10-86
			CHECKED	
			CHECKED P.M.	
PROJECT			ORDERNO	
PRIVA alternatief 2a			77630	
TITLE			DRAWINGNO	
LUCHTDROGING KASSEN				
EMPLOYER		FORMAT	DEPT	
		3		

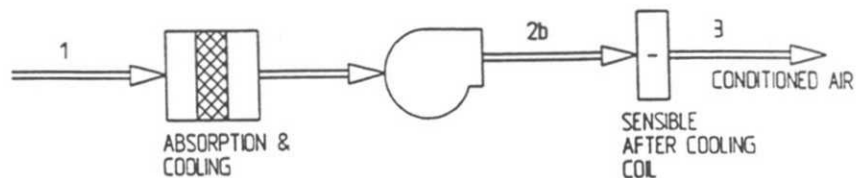
Purpose of the Kathapac system

The Kathapac system is developed on the basis of the Kathabar system. The finned cooling coil of the Kathabar system has been replaced by a contact surface (packing) and an external plate and frame heat exchanger. Kathapac systems are used to provide cool, dehumidified and decontaminated air for certain processes and/or process rooms. By utilizing the principle of chemical absorption of moisture by a hygroscopic liquid, Kathapac systems can dehumidify air to a relative humidity (RH) as low as 20%. This RH can be achieved without the need of subcooling and reheating, as would be required with conventional refrigeration equipment, see fig. 1 and 2.

- A. CONVENTIONAL CONDITIONING SYSTEM.
USING CONVENTIONAL REFRIGERATION EQUIPMENT:
DEHUMIDIFICATION BY SUBCOOLING AND REHEATING



- B. KATHAPAC CONDITIONING SYSTEM.
DEHUMIDIFICATION BY ABSORPTION & COOLING
AND AFTER COOLING



FOR THE NUMBERS, SEE THE MOLLIER-DIAGRAM (FIGURE 2)

Figure 1. Conventional cooling vs. Kathapac

Using a Kathapac system for air dehumidification usually results in a substantial saving in the running costs of the plant and the capacity of the refrigeration equipment. In many cases even the refrigeration equipment can be omitted at all.

A dew-point of 7°C of the conditioned air is commonly achieved with Kathapac-systems using only cooling tower water as a coolant. Dew-points of -5°C or lower at a leaving air temperature of +15°C are obtainable with chilled water or Freon/NH₃.

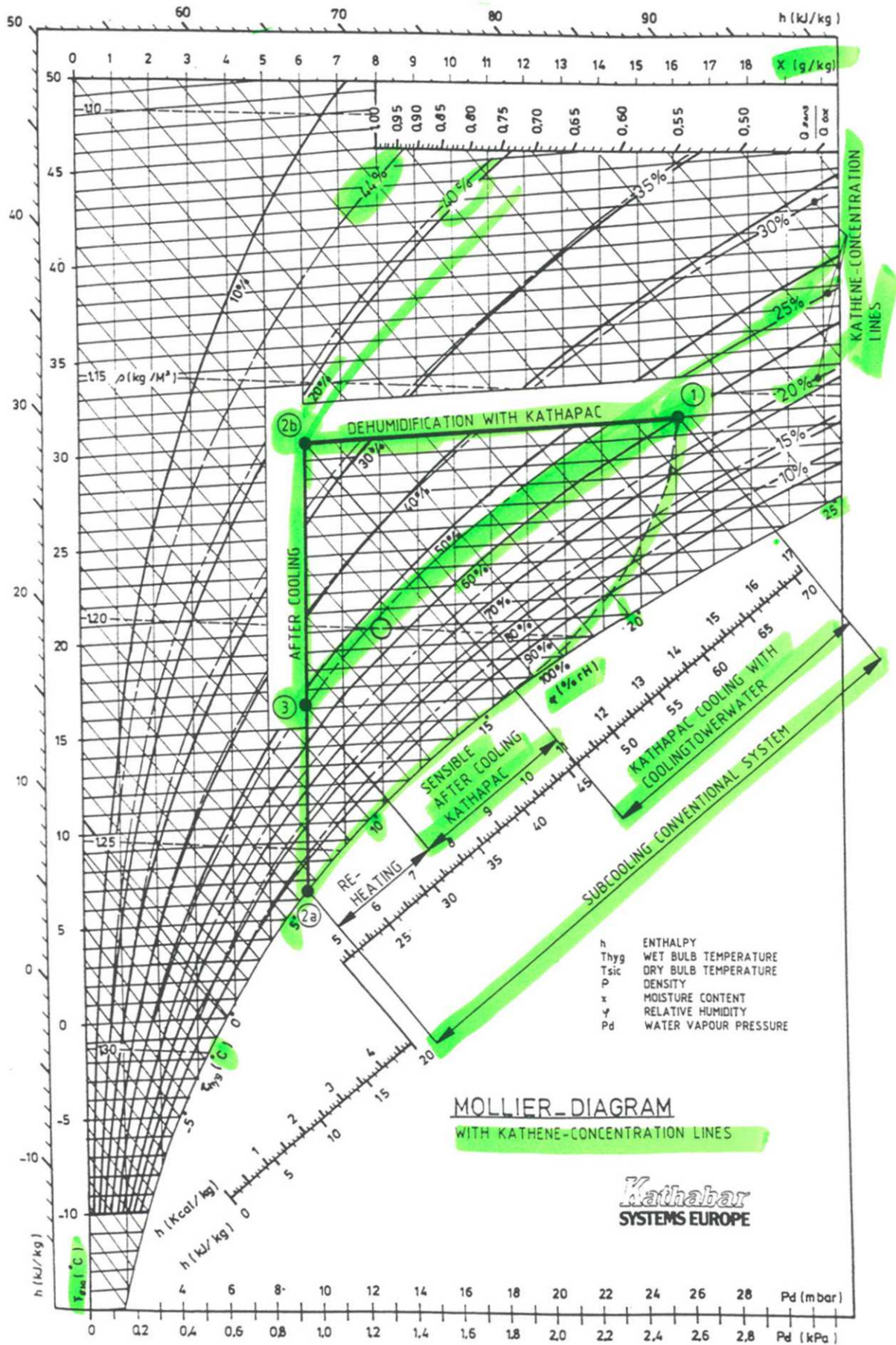


Figure 2. Mollier diagram

An important benefit of a Kathapac system is that airborne bacteria are washed out from the air and killed in the hygroscopic liquid. This is an important asset for many of the Kathabar applications, specially in the food and pharmaceutical industries as well as in hospitals.

Principle of operation

A Kathapac system consists essentially of two components: a conditioner and a regenerator, each with its own pump unit, see fig. 3. For cooling, dehumidification and decontamination of the air, the system utilizes a hygroscopic liquid called Kathene. The large water absorbing capacity of this solution is due to the considerably lower water vapour tension in comparison with the ambient air. By cooling the Kathene the water vapour tension falls even more and, consequently, the solution will absorb more moisture from the air passing through the conditioner. Cooling of the Kathene is accomplished by a plate and frame heat exchanger. Besides the Kathene temperature, also the Kathene concentration determines the absorbing capacity.

From the conditioner pump unit Kathene is pumped through the cooler to the spray nozzles above the packing inside the conditioner, see fig. 3, on the right of the drawing.

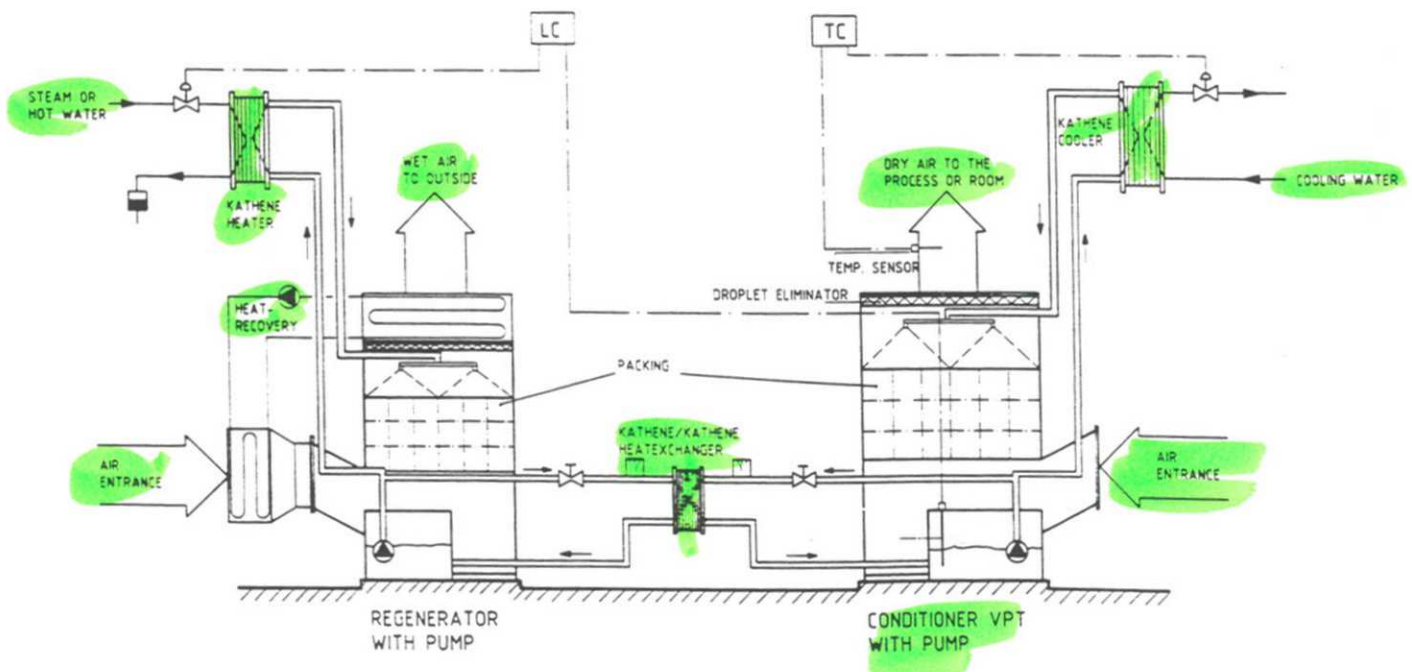


Figure 3. Kathapac installation

The air to be conditioned passes through this packing where it comes in intimate contact with Kathene. Because of this contact, the air is cooled down and a certain amount of its moisture is absorbed by the solution. After this process, the air passes through a droplet eliminator section which separates Kathene droplets from the air stream.

Due to the absorption of heat and moisture from the air the Kathene is heated and diluted. Because of this moisture absorption, the Kathene level in the pump unit rises and consequently, the Kathene concentration decreases.

In order to maintain the same absorbing capacity, the solution must be regenerated, in other words, the amount of moisture removed from the conditioned air in the conditioner must be evaporated out of the Kathene again. This is accomplished in the regenerator, the second component of the Kathapac system, see figure 3, on the left of the drawing.

The regenerator also contains a contact surface over which Kathene, heated by a Kathene heater, is sprayed. Outside air, waste air from a process or in some cases air from a technical area is blown through this contact surface by a fan. The heated Kathene, which comes in contact with the air, heats this air and part of its moisture is evaporated. As a consequence, the Kathene concentration will be increased.

The warm, humid air passes through a droplet eliminator section and is discharged to the atmosphere.

Between both pump units Kathene is being exchanged, in order to maintain a constant Kathene concentration in the conditioner pump unit. Hot concentrated Kathene flows from the regenerator to the conditioner pump unit; cold diluted Kathene flows from the conditioner to the regenerator pump unit. Between these two flows, heat is exchanged in the Kathene/Kathene heat exchanger, so that cooling and heating energy will be saved.

The regenerator in fig. 3 is provided with a twin coil heat recovery system, consisting of an after cooling coil, pre-heating coil and a pump for circulation of the heat transfer medium. In the system water or glycol is heated in the after cooling coil by hot air of the regenerator and is transported to the pre-heating coil. In this coil the absorbed heat is transferred to the regenerator inlet air. In this way heating energy for the regenerator is saved.

Control

The moisture content of the air leaving the Kathapac conditioner is controlled by the temperature and the concentration of the Kathene. If the temperature of the Kathene is lowered and the concentration is increased, more moisture will be absorbed and consequently, the air becomes drier. Conversely, if the temperature of the solution is raised and the concentration is decreased, the Kathene loses some of its ability to absorb moisture and the air becomes more humid.

As moisture is removed from the conditioned air, the Kathene is diluted and as a result hereof the level in both the conditioner and regenerator pump unit will rise. A MLC (modulating level controller) mounted on the conditioner pump unit senses the increase in level and opens the control valve of the regenerator, through which the regeneration process of the Kathene is started.

Options for Kathapac systems

- a) Normally a Kathapac installation runs with constant outlet air temperature and humidity. To achieve this a constant Kathene concentration (Kathene level) is necessary. As you may learn from the enclosed special psychrometric chart or Mollier diagram, the outlet humidity of the Kathapac conditioner can be adjusted by either changing the outlet air temperature or the Kathene concentration. This can also be done by a RH controller in the conditioned room.
- b) In fig. 3 only one conditioner operates together with one regenerator. It is, however, possible that one regenerator serves several conditioners. It is preferable that these conditioners run under the same conditions, which mean the same Kathene concentration.
- c) The coil-type Kathabar regenerators are still manufactured. Instead of a Kathapac regenerator, also a Kathabar regenerator can be used.
- d) The regenerator, Kathabar or Kathapac, can be installed at a distance from the conditioner. In general, more control are required.
- e) Kathapac regenerators use low pressure steam between 1-1.5 bar or hot water at approximately 110°C. By oversizing the plate and frame heat exchanger of the regenerator, hot water of 85/90°C can be used. Because of this, it is now possible to use "waste" hot water of a CHP-unit (cogeneration). By combining a Kathapac regenerator with a CHP unit, great savings in the consumption of primary energy and a reduction of the green house effect are obtained.

Some Kathapac references in the U.S.A.

<u>Company</u>	<u>Location</u>
Roche Products Division	Puerto Rico
Roche Products Division	Bellville, New Jersey
E.R. Squibb & Sons, Inc.	Kenly, North Carolina
General Motors Assembly Division	Doraville, Georgia
	Southgate, California
	Willow Run, Michigan
	Oklahoma City, Oklahoma
Banner/Pharmacaps	
Capsugel/Warner Lambert	
R.P. Scherer	

Kathapac references in Europe

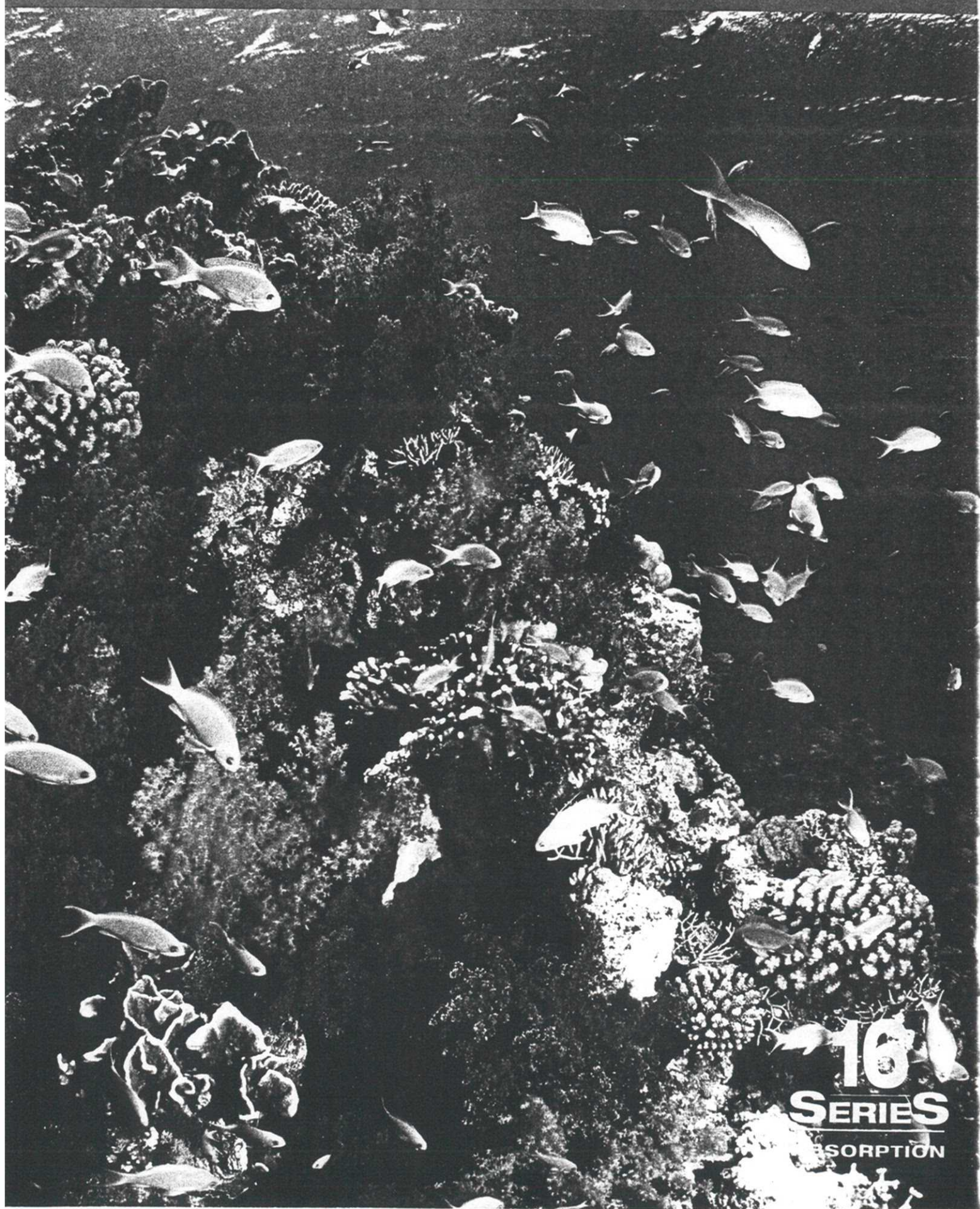
<u>Company</u>	<u>Location, Country</u>
Naturin Werk Becker	Weinheim, Germany
Huckfeldt & Thorlichen	Thornesh, Germany
Reinert Gruppe	Monzingen, Germany
Ewald Werke	Sobernheim, Germany
R.P. Scherer	Germany/Italy/France
Capsugel	Belgium/France
Tessenderlo Chemie	Vilvoorde, Belgium
IMEC	Leuven, Belgium
Citrique	Tienen, Belgium
Rousselot	Isle sur Sorque, France
Bristol Myers Squibb	Sermoneta, Italy
Heineken Brouwerijen	Zoeterwoude, the Netherlands
Fuji Photo Film	Tilburg, the Netherlands
Hospital de Guimaraes	Valadares, Portugal
Kodak	Harrow, England
British Fermentation Prod.	Felixstone, England
How Group Northern	Liverpool, England

The Carrier logo, featuring the word "Carrier" in a stylized script font inside an oval border, with a registered trademark symbol (®) to its right.

Carrier®

LITHIUM BROMIDE / WATER

ABSORPTION CHILLERS



The Absorption Chiller. An Alternative Energy Technology.

*Rapidly escalating electrical rates.
Peak demand charges.
Refrigerant restrictions and compliance.
Environmental responsibility.*

For those concerned about all of these issues — and who isn't today — absorption provides a viable alternative to the traditional electric chiller.

Cost-Effective and Environmentally Responsible.

Absorption chillers not only deliver efficient, continuous cooling with minimal use of electricity, they also use water as the refrigerant, not the fluorocarbon refrigerants used by mechanical vapor compression chillers. Yet, they can be used in the same wide range of settings — hospitals, schools, libraries, retail facilities, office buildings, industrial processing, and more.

Heat-Driven Cycle.

The basic absorption cycle, while similar to vapor compression in that both employ an evaporator to vaporize refrigerant and a condenser to return the refrigerant to its liquid state, does differ in its method of "compression." Absorption utilizes a *thermal or chemical* process which takes place in the absorber and generator section of the chiller. In the absorber, a lithium bromide solution absorbs low-pressure refrigerant water vapor produced in the evaporator. Operation in a deep vacuum causes the water to evaporate at low temperature, providing the refrigeration effect necessary to produce chilled water. The now diluted lithium bromide solution is pumped to the generator where heat is added to boil off the refrigerant, supplying vapor to the condenser. Refrigerant liquid returns to the evaporator while reconcentrated solution returns to the absorber to complete the cycle. Depending on configuration, reconcentration can occur in one or more stages.



A Money-Saving Alternative Energy Choice.

Absorption eliminates high electric costs and demand/ratchet charges because it uses economical natural gas, steam, hot water, or various forms of waste heat as an energy source.

A life-cycle cost analysis, which considers purchase, installation, maintenance, and operating costs, often shows that absorption chillers are less expensive to own than electric chillers. What's more, because they fall under the "gas cooling" classification, absorption chillers typically qualify for substantial utility rebates and incentives in many areas of the country — either to help reduce peak consumption of electric power, or in an effort to utilize abundant natural gas reserves in the summer months.

Quiet, Reliable, and Easy to Maintain.

Relatively few moving parts make absorption chillers inherently reliable and less subject to mechanical failure than vapor compression chillers. You'll save time and money on service and inspection. Low sound and vibration levels allow installation close to occupied spaces, even on upper floors, without compromising occupant comfort.



Carrier Sets the Standard. Again.

Over half a century ago, Carrier Corporation began intensive research and development efforts on the absorption-cooling cycle that led to the first commercially manufactured units for large tonnage applications. Today, Carrier continues to lead the way with a variety of absorption chiller products and ongoing development of existing and new products.

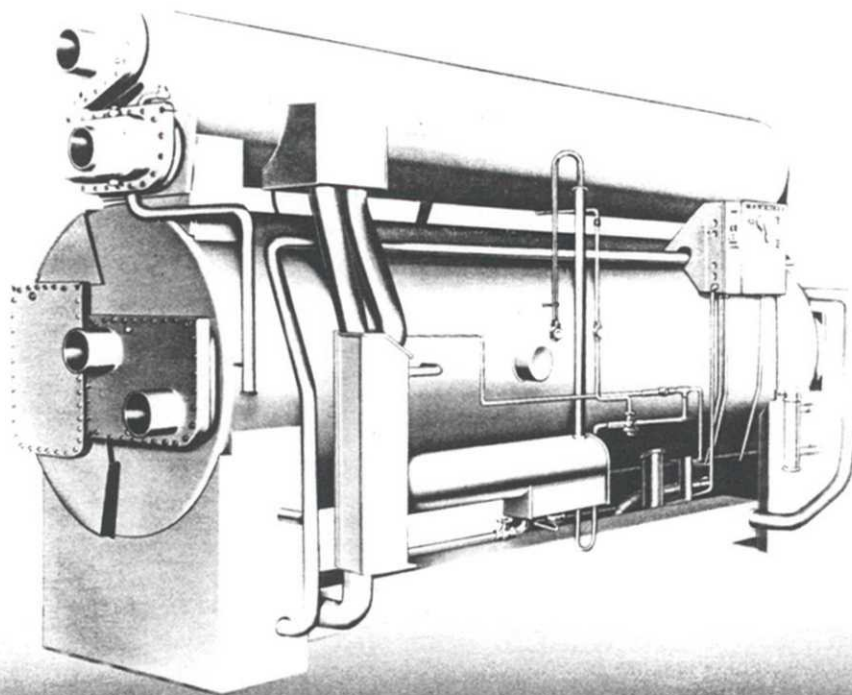




16 serie

Hermetische absorptie
koelmachines voor
koeling en verwarming

Nominale koelcapaciteit 100-5275 kW



Gebruik van andere vormen van energie kan in economisch opzicht dikwijls voordelen bieden. Waar stoom of heet water, of zelfs andere bronnen van afvalwarmte zoals warme olie, in voldoende mate aanwezig is, kunnen absorptie koelmachines een alternatief vormen voor elektrisch aangedreven koelmachines, met een drastische verlaging van de bedrijfskosten.

Absorptiekoelmachines zijn geheel (H)CFK of HFK vrij, waardoor ze niet onder de RLV vallen.

Nog meer kostenverlaging kan worden bereikt door toepassing van direct gas-gestookte machines, zoals de Carrier 16DF, die zelfs geen ketel nodig heeft. Ze kunnen eenvoudig en snel direct op het gasnet worden aangesloten. 's Winters kunnen ze verwarmen door middel van dezelfde energiebron en via hetzelfde leidingwerk dat 's zomers voor koeling wordt gebruikt. De Carrier 16JB en 16JH zijn ontworpen voor toepassing met stoom of heet water, maar kunnen ook met andere bronnen van afvalwarmte bij lage temperatuur en druk worden gebruikt.

De 16JS dubbel effect machine is ontworpen voor toepassing met stoom onder hoge druk (max. 7,84 bar), water met hoge temperatuur (175°C) of andere bronnen van afvalwarmte en hebben een voor absorptie koelmachines ongevoelbaar hoog rendement.

Er worden steeds meer Carrier absorptie koelmachines toegepast in systemen met afvalwarmte.

Afvalwarmte van industriële processen kan nu worden gebruikt voor airconditioning of proceskoeling. Zowel enkel- als dubbel effect machines kunnen worden gebruikt als warmtepompen voor warmterugwinning, bij een ruime selectie van temperaturen.

De belangrijkste eis die aan een absorptiesysteem moet worden gesteld, is dat het vacuüm gehandhaafd blijft. Dit probleem is opgelost door toepassing van hermetische pompen en ontluuchtingssystemen.

Carrier absorptie koelmachines maken gebruik van de beproefde combinatie van lithium bromide als absorbent en water als koelmiddel.

Absorptie koelmachines vragen maar heel weinig onderhoud en zullen langdurig storingvrij werken. Het onderhoud bestaat voornamelijk uit een halfjaarlijkse controle van de lithium bromide oplossing en van de lekdichtheid van de machine.

Een absorptie koelmachine bevat maar heel weinig bewegende delen. Geen compressoren, geen tandwielkasten – alleen een paar lichte pompen voor het koelmiddel en de zoutoplossing. Dat betekent een bijzonder stille en trillingvrije werking. Inpandige installatie vraagt dan ook geen bijzondere voorzieningen voor geluidsisolatie of trillingdemping.

Absorptie koelmachines zijn gebaseerd op het simpele principe dat bij een lage absolute druk water bij lage temperaturen gaat koken. De belangrijkste componenten van het absorptiesysteem zijn de verdamper, de absorber, de condensor, de generator, de warmtewisselaar voor de zoutoplossing en de verdamper- en oplossingspompen. In het algemeen zal de onderste mantel de verdamper en de absorber bevatten, terwijl de generator en de condensor in de bovenste mantel zijn ondergebracht.

In de verdamper wordt het vloeibare koelmiddel (water) tot verdamping gebracht door het toevoeren van warmte uit het gekoeld water of het te koelen medium. Dit gebeurt doordat in de verdamper een lage druk wordt gehandhaafd. Dat is de kern van het proces. Al het overige is gericht op terugwinning van het koelmiddel voor hergebruik.

Omdat lithium bromide water aantrekt, wordt de koelmiddeldamp geabsorbeerd door de sterke oplossing in de absorber. De daardoor verzwakte oplossing van water en lithium bromide wordt vervolgens naar de generator gepompt, waar de temperatuur omhoog wordt gebracht door warmtetoever van bijvoorbeeld stoom of water.

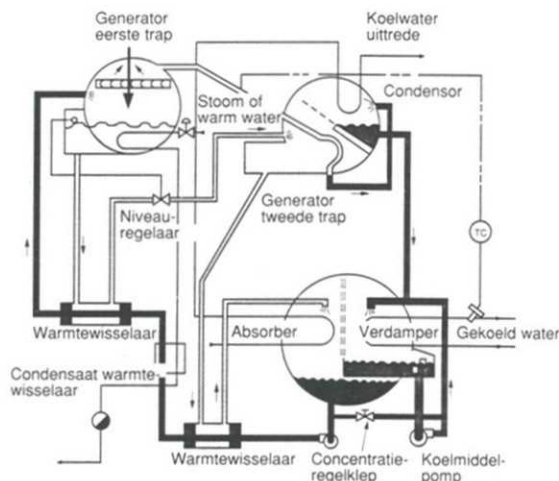
In die generator wordt het vloeibare koelmiddel uit de lithium bromide oplossing gekookt. De dan weer sterke zoutoplossing stroomt terug naar de absorber, terwijl de in de generator geproduceerde koelmiddeldamp naar de condensor wordt geleid en condenseert, om weer als vloeistof naar de verdamper te gaan. Om de warmte-uitwisseling te versterken worden in de verdamper het koelmiddel en in de absorber de sterke Li-Br oplossing op de pijpenbundels versproeid. Zolang de koelmachine in werking is, is dit een continu proces. De toevoeging van een warmtewisselaar tussen de generator en de absorber verhoogt de efficiency van het proces.

Dubbel effect absorptie

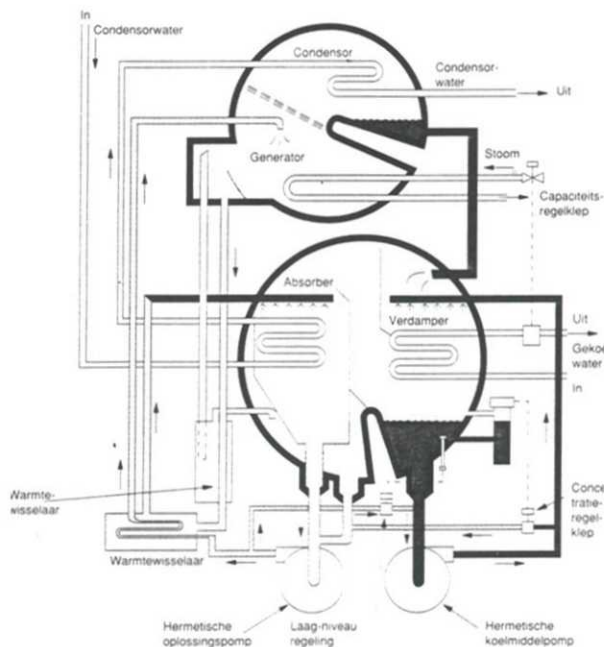
De toevoeging van een extra warmtewisselaar versnelt de scheiding van water en lithium bromide, waardoor de efficiency van het systeem met rond 50% wordt verbeterd.

Direct-gestookte absorptie

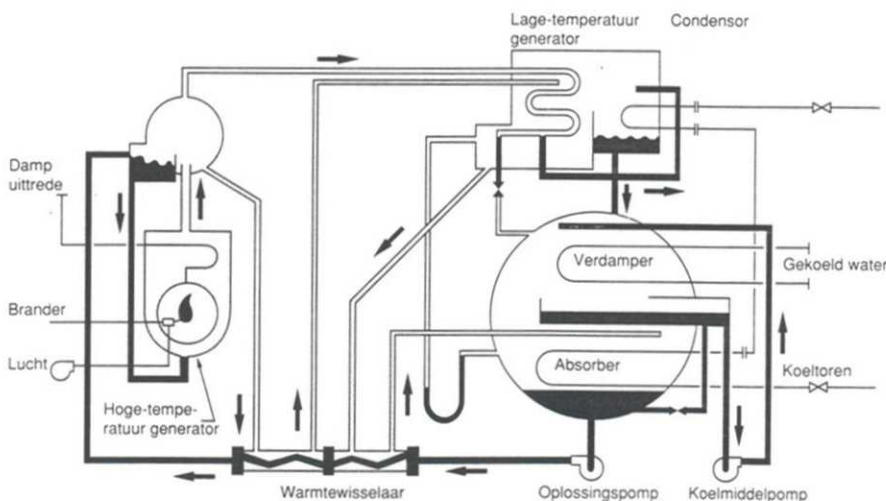
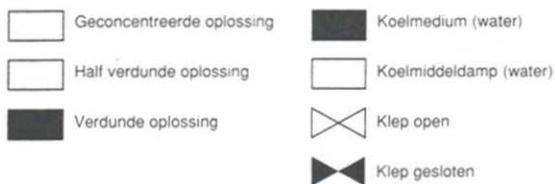
Een direct met gas of olie gestookte absorptie koelmachine is zo'n dubbel effect systeem met een geïntegreerde brander. In plaats van stoom of warm water wordt hier verbrandingshitte gebruikt voor de scheiding van water en zoutoplossing.



16 JS absorptie cyclus



16JB absorptie cyclus



Koelcyclus direct-gestookte absorptie

HABO BV
TOTAL ENERGY, KOEL EN ELEKTROTECHNIEK
Spanjeweg 6, Postbus 92
2410 AB Bodegraven, tel.01726-19342



Carrier BV, Postbus 151, 2394 ZH Hazerswoude-Rijndijk
Tel. 01714-17111, fax 01714-14192

Stek nr. C0174

Gedrukt op chlorvrij papier
94/95 Wijzigingen voorbehouden

Opdrachtgever:

NOVEM
Postbus 8242
3503 RE UTRECHT
tel. 030-363444
fax 030-316491

Uitgevoerd door:

DWA Installatie- en energieadvies
Van Tolstraat 4c
Postbus 274
2410 AG BODEGRAVEN
tel. 01726-50260
fax 01726-51499

Subcontractant:

Heat Transfer Holland BV
Tijlswegje 6
Postbus 218
8000 AE ZWOLLE
tel. 05209-2916
fax 05209-3740

Samenvatting

In opdracht van NOVEM is een onderzoek uitgevoerd naar de toepassingsmogelijkheden van luchtdroging en adiabatische koeling als vervanging van mechanische koeling, omdat toepassing van deze koelmethode kan leiden tot terugdringing van het (H)CFK-gebruik en tot terugdringing van het elektriciteitsgebruik, met name in de zomerpiek.

Luchtdroging en adiabatische koeling staan beter bekend onder de naam "desiccative evaporative cooling" (DEC). Het DEC systeem kan zowel verwarmen als koelen en kan daardoor gedurende het gehele jaar gebruikt worden voor de klimaatbeheersing van bijvoorbeeld een gebouw. Dit onderzoek spitst zich echter toe op het DEC als koelproces in de zomersituatie. In figuur 1.1 staat het DEC systeem weergegeven, bestaande uit een regeneratiefwarmtewiel, warmtewisselaar (wiel of platen), bevochtiger en regeneratieverwarmer.

Het DEC koelproces maakt gebruik van twee luchtstromen, de toe- en afvoerlucht.

Toevoerlucht

De toevoerlucht wordt eerst gedroogd in het regeneratiefwarmtewiel. In het regeneratiefwarmtewiel wordt het vocht uit de toevoerlucht geabsorbeerd. De lucht verlaat het regeneratiefwarmtewiel met een lagere vochtigheid en een hogere temperatuur. Na het regeneratiefwarmtewiel wordt warmte uitgewisseld met de afvoerlucht. Hierbij daalt de temperatuur en blijft het absolute vochtgehalte constant. De lucht uit de warmtewisselaar wordt adiabatisch bevochtigd, waardoor de lucht afkoelt en het vochtgehalte stijgt.

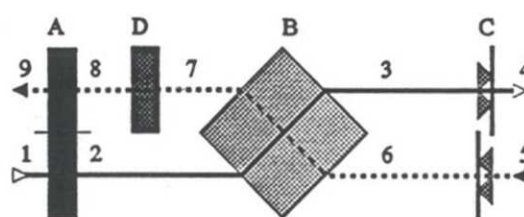
Afvoerlucht

De afvoerlucht wordt, om voldoende energie (koude) over te dragen aan de toevoerlucht, adiabatisch gekoeld door middel van bevochtiging. Na de warmtewisselaar wordt de afvoerlucht opgewarmd om het absorptiemateriaal van het regeneratiefwarmtewiel te regenereren.

De componenten van het onderzochte DEC systeem worden geleverd door de GMBH Klingenburg te Duitsland. In Nederland wordt deze onderneming vertegenwoordigd door de firma Heat Transfer Holland uit Hasselt, laatst genoemde heeft tevens haar medewerking verleend aan dit onderzoek.

Het DEC systeem is vergeleken met een conventionele systeem met luchtgekoelde koelmachine. Het onderzoek is voor beide systemen uitgevoerd voor drie verschillende unitgrootten, namelijk voor 3.000, 10.000 en 30.000 m³/h.

Voor de energieberekeningen van het DEC systeem is een reken/simulatie-model opgesteld, waardoor het energiegebruik van het DEC systeem voor verschillende klimaatjaren berekend kan worden. De energieberekeningen zijn uitgevoerd voor twee verschillende koelcondities.



Figuur 1.1 Het prinsipeschema van het DEC systeem voor koeling

Uit de gemaakte energieberekeningen bleek dat het DEC koelsysteem voor de zomersituatie energetisch gezien niet tot besparingen leidt op primaire energie ten opzichte van het conventionele systeem. Hierbij dient opgemerkt te worden dat de benodigde warmte voor het DEC systeem opgewekt wordt door een gasgestookte verwarmingsketel, benutting van zonne-energie of warmte van een warmte/kracht eenheid leidt waarschijnlijk wel tot besparingen, met een dien ten gevolge lagere milieubelasting. Tevens wordt in veel gevallen met DEC de piek in het elektriciteitsgebruik gereduceerd.

Globaal is tevens naar de energiebesparing van het DEC systeem gekeken tijdens de wintersituatie. Hieruit blijkt dat het energiegebruik van het DEC systeem over een heel seizoen 5 tot 10% lager is dan het energiegebruik van een conventioneel systeem. Dit is het gevolg van het grote vocht- en warmterugwinrendement van het DEC systeem. Door het verhoudingsgewijs lagere elektriciteitsgebruik van het DEC systeem wordt over een heel jaar een reductie van schadelijke stoffen van 30% gerealiseerd.

Zowel de investeringskosten als de exploitatiekosten van het DEC systeem zijn in vergelijking met de referentie-installatie aanzienlijk lager voor de grotere systemen (10.000 en 30.000 m³/h), maar duurder voor de kleinere systemen (3.000 m³/h).

Hieronder worden de voornaamste voor- en nadelen van het DEC systeem ten opzichte van het conventionele systeem op een rij gezet.

Voordelen

- koelunit en/of condensor niet nodig, hiervoor hoeft dus ook geen extra ruimte gereserveerd te worden
- er hoeft geen extra elektrisch vermogen voor de koelcompressor gereserveerd te worden
- geen gebruik van schadelijke (H)CFK's
- over een heel jaar een lager energiegebruik en lagere uitstoot van schadelijke stoffen
- geen "tweede" geluids- en trillingsbron zoals bij een conventioneel systeem
- goede regeling van de relatieve vochtigheid mogelijk
- benutting van zonne-energie, afvalwarmte of stadsverwarming voor het regenereren van het regeneratiefwarmtewiel is mogelijk
- hoog warmterugwinrendement
- lage onderhoudskosten
- hoger belastingvoordeel door Va-Mil regeling

Nadelen

- het energieverbruik bij koeling ligt omgerekend naar aardgasequivalenten hoger dan bij de referentie-installatie
- bij lage inblaastemperatuur neemt het energiegebruik onevenredig toe (lagere COP)
- lagere inblaastemperaturen dan 14°C niet of slecht realiseerbaar
- er mag geen condensatie optreden in het regeneratiefwarmtewiel. Dit veroorzaakt vervloeiing van het droogmiddel LiCl.
- deskundig en regelmatig onderhoud is daarom beslist noodzakelijk
- een luchtstroom (afvoerlucht of buitenlucht) voor het regenereren van het regeneratiefwarmtewiel moet zich bij de luchttoevoer van een DEC systeem bevinden

In tabel 1.1 wordt een beknopt overzicht gegeven van de investeringen, exploitatiekosten en milieu-effecten. De energiegebruiken (en daarmee milieu-effecten en exploitatiekosten) gelden voor één van de twee berekende koelcondities.

Tabel 1.1 Beknopt overzicht van de investeringen, exploitatie en milieu-effecten

		Unitgrootten					
		3.000 m³/h		10.000 m³/h		30.000 m³/h	
		Ref.	DEC	Ref.	DEC	Ref.	DEC
Energiegebruik voor koeling (zomer)	[m³ a.e.]	200	400	600	1.200	1.800	3.400
Energiebesparing							
- zomer	[m³ a.e.]	-	-200	-	-600	-	-1.600
- zomer + winter	[m³ a.e.]	-	200	-	700	-	2.300
Milieu-effecten							
- reductie (H)CFK	[kg]	-	20 ¹⁾	-	20	-	80
- reductie uitstoot schadelijke stoffen zomer+ winter	[%]	-	30	-	30	-	30
Exploitatiekosten zomer	[Hfl]	1.600	2.500	4.500	3.600	13.500	6.400
Besparing exploitatiekosten:							
- zomer	[Hfl]	-	-900	-	900	-	7.100
- zomer + winter	[Hfl]	-	-700	-	1.300	-	8.500
Investeringskosten	[Hfl]	55.000	88.000	150.000	123.000	290.000	255.00
Meer/minder-Investering DEC	[Hfl]	-	-33.000	-	27.000	-	35.000

- 1) Dit is, in verhouding tot het luchtdebiet, veel ten opzichte van de grotere units. Dit komt doordat voor de unit met een luchtverplaatsing van 3.000 m³/h uitgegaan is van een koelunit met directe expansie.

TECHNISCHE UNIVERSITEIT DELFT

Faculteit der Werktuigbouwkunde

RAPPORT Nr. K - 180

TITEL:

De gesloten tuinbouwkas

R.H.C. Reudink \ A.H.C. van Paassen

NOVEM (overeenkomst nr. 35103/1020)

Juni 1992



LABORATORIUM VOOR KOUDETECHNIEK EN KLIMAATREGELING

Mekelweg 2 2628 CD Delft telefoon 015-786667

Exemplaar nr. .	
Exemplaren van dit rapport verstrekt aan:	
A	
B	
C	
D	
E	
F	
G	
H	

Samenvatting

In de fotosynthese spelen water, licht en CO_2 een directe rol bij de vorming van suikers, zetmeel en vaste stof zoals cellulose. Hoewel licht en water overvloedig aanwezig kunnen zijn, is de verhoudingsgewijs kleine hoeveelheid CO_2 in de lucht (in de buitenlucht 350 PPM $\approx$ 0,035% tegenover 21% zuurstof en 78% stikstof) zeer bepalend voor de groeisnelheid van de plant. Toch gebruikt een plant bijvoorbeeld nog niet 1% van het licht, dat op hem valt, voor de fotosynthese. De rest wordt afgevoerd door reflectie, convectie en verdamping van water. Deze processen beïnvloeden in belangrijke mate de planttemperatuur, interne sapstromen en de interne waterdruk van de plant (gegeven dat de plant over voldoende water beschikt aan de wortels). Het succes van de klimaatregeling in een gesloten kas hangt af van de wijze waarop met de temperatuur en de vochtigheid het gewas zodanig wordt gestimuleerd, dat de planten het lichtaanbod in combinatie met de CO_2 concentratie optimaal benutten voor de groei en produktie.

Huidige Venlokas

Voor de huidige Venlokas zijn de mogelijkheden voor een goede klimaatregeling beperkt tot hoofdzakelijk verwarmen en ventilatie met behulp van ramen in het dek. Afhankelijk van de raamstand en de windsnelheid buiten de kas wordt nu al of niet een verhoogde CO_2 concentratie in de kas aangehouden. Meer CO_2 geeft meer groei en produktie.

Gesloten kas

De gesloten kas heeft echter de mogelijkheid voortdurend een verhoogde CO_2 concentratie (700 PPM) in de kas te bewaren.

Klimaat

Een juiste klimaatinstallatie voor een gesloten kas doet precies het omgekeerde van de plant in de absorptie van vocht en warmte. In omstandigheden met de juiste vochtigheid en temperatuur wordt ruwweg $\frac{2}{3}$ van het zonlicht dat op de plant valt omgezet in latente warmte. De rest wordt afgevoerd door reflectie en convectieve warmte overdracht. Een klimaatsysteem voor een gesloten kas moet dus meer ontvochtigen dan koelen. Hiervoor bestaat eenvoudigweg geen pasklare technische oplossing. Alleen koelen doet de relatieve vochtigheid in de kas oplopen naar ca. 95%, terwijl 80% á 85% als het maximaal toelaatbare wordt aangehouden. Extra droging bij de luchtkoeler is dus noodzakelijk.

Het meest eenvoudige en goedkoopste wijze om dit te doen is de gesloten kas toch iets bij te ventileren met buitenlucht. Daarbij wordt tevens bereikt dat schadelijke gassen die zich in de kas kunnen opstapelen, tegelijkertijd uit de kas worden geventileerd.

Het koelvermogen van een klimaatinstallatie voor een gesloten kas moet tenminste 500 W/m² zijn. Financieel gesproken kan het koelen het best worden uitgevoerd met water als koudemiddel. Dit is in Nederland heel goed mogelijk omdat tijdens warme zonnige dagen de buitenlucht relatief droog is (40% - 45% R.V.). Alle in dit rapport gepresenteerde ideeën en ontwerpen koelen de kas met verdampend water.

Ontwerpstudies

In hoofdstuk 3 worden twee voorstudies besproken uit de aanvangsperiode van het onderzoek. Het betreffen luchtkoeling door indirecte verdamping en koeling met een vochtabsorberend medium ('desiccant cooling' of drogingskoeling genoemd). Het eerste principe is afkomstig uit het projectvoorstel en gaat uit van een installatie voor warmte-terugwinning van het merk Kantherm ES. Het tweede principe verwijst naar een eerder verricht onderzoek dat is gedaan op de TU Delft in samenwerking met het VEG Gasinstituut te Apeldoorn.

Indirekte bevochtigingskoeling is ronduit duur. Vanaf $f\ 800,-/m^2$ voor een semigesloten kas tot en met $f\ 2000,-/m^2$ voor een geheel gesloten kas.

Drogingskoeling verhoogt het gasverbruik terwijl de netto-opbrengst zakt.

Als gevolg van deze eerste onderzoeksresultaten is verder gezocht naar andere oplossingen voor de klimaatregeling in gesloten kassen. Deze worden in hoofdstuk 4 besproken.

Eerste ontwerp

Het eerste ontwerp beschrijft een installatie van industriële kwaliteit die bestaat uit een koeltoren installatie buiten de kas en een systeem met luchtkoelers binnen de kas. Met de koeltorens wordt koude geproduceerd die vervolgens door de luchtkoelers in de kas aan de kaslucht wordt afgestaan. De installatie is opgebouwd uit standaard verkrijgbare producten.

Grote struikelblokken vormen de investeringskosten variërend, afhankelijk van de uitvoering, tussen de $f\ 600,-/m^2$ en $f\ 800,-/m^2$ en het elektriciteitsverbruik die 493,5 kWh/(m² · j) bedraagt en waarvoor circa $f\ 19,-/(m^2 \cdot j)$ moet worden betaald.

Tweede ontwerp

Het tweede ontwerp is een herbeschouwing van het eerste ontwerp. Deze is het gevolg van de nog steeds hoge investeringskosten en energieverbruik. Daarom is naar een oplossing gezocht waarbij de installatie binnen de kas is uitgevoerd met zeer goedkope materialen zoals plastic (plaat en rietjes) en hout. Tegelijkertijd was het daarbij ook mogelijk het ontwerp koelvermogen te verlagen ten opzichte van het eerste ontwerp.

Zowel de investeringskosten als het energieverbruik zijn door deze ontwerp wijziging omlaag gebracht. De investeringskosten zijn tot ongeveer $\frac{1}{3}$ ten opzichte van het eerste ontwerp terug gebracht. Het elektrisch energieverbruik is gereduceerd tot ca. $259 \text{ kWh}/(\text{m}^2 \cdot \text{j})$ wat neer komt op zo'n $f 10,=/(\text{m}^2 \cdot \text{j})$. Allemaal nog steeds niet voldoende om interessant te zijn voor commerciële toepassingen blijkens hoofdstuk 5. In dit hoofdstuk wordt de investeringsruimte onderzocht van de Venlokas en de Golfkas (een kas met een gesloten dek van acrylaat op een onderbouw van een Venlokas) in zowel de gesloten als semigesloten uitvoering. Dit onderzoek vindt plaats op basis van méér licht en CO_2 in de kas.

Investeringsruimte

De investeringsruimte komt tot stand doordat de extra opbrengsten de extra kosten overtreffen voor een periode die de terugverdientijd wordt genoemd. De extra kosten omvatten verbruikskosten van elektriciteit en extra CO_2 . Eventuele onderhoudskosten zijn niet meegerekend omdat daar nog niets over bekend is.

Elektriciteitskosten

Deze zijn reeds genoemd voor de twee uitgewerkte klimaat installaties. Beide installaties kunnen zowel in de Venlokas met gesloten dek als in de Golfkas worden toegepast. Voor de semigesloten kas is, ter vergelijking, ook een schatting gemaakt van het energieverbruik. Deze is ongeveer $19,5 \text{ kWh}/(\text{m}^2 \cdot \text{j})$ wat neer komt op ongeveer $f 1,50/(\text{m}^2 \cdot \text{j})$.

Extra kosten CO_2

De gesloten kas heeft uitstekende eigenschappen voor CO_2 dosering. Vrijwel alle CO_2 dat in deze kas wordt gedoseerd, wordt ook door het gewas opgenomen. Dit is allerm minst het geval bij een geventileerde kas zoals de huidige Venlokas en de semigesloten kas. Daardoor is de gesloten kas veel efficiënter met het gedoseerde CO_2 dan de geventileerde kas.

Verschil in kosten ligt ook aan de kwaliteit van het gedoseerde CO_2 . Rookgas CO_2 (CO_2 uit de rookgassen van de ketel) is met bijna 12 cent/kg goedkoper dan zuiver CO_2 waarvoor ongeveer 20 cent/kg wordt gerekend. Daarbij komt nog de tank huur bij van circa 66 cent/ $(\text{m}^2 \cdot \text{j})$ op een hectare kasoppervlak.

Toch zal de noodzaak zich kunnen aandienen om in een gesloten kas zuiver CO_2 te moeten doseren in plaats van rookgas CO_2 . In rookgas CO_2 bevinden zich kleine hoeveelheden NO_x en ethyleen, stoffen die in een gesloten kas kunnen gaan accumuleren tot ontoelaatbare niveaus doordat de kas niet met buitenlucht wordt geventileerd.

Naast de hogere kosten, wordt met het doseren van zuivere CO_2 de mogelijkheid ontno-

men gratis CO₂ uit de verwarmingsinstallatie te putten in periodes waarin de kas wordt verwarmd.

Wordt in de gesloten kas toch rookgas CO₂ gedoseerd, dan zijn de kosten daarvan ongeveer de helft van de huidige Venlokas, namelijk ca. f 0,75/(m² · j) tegen f 1,50/(m² · j). Vergeleken met de huidige Venlokas wordt dus in de gesloten kas, vanwege zijn zeer hoge CO₂ doseer-efficiency, verdient op de CO₂ dosering, namelijk f 0,75/(m² · j).

Conclusies en resultaten

In tabel 5.3 worden alle situaties van de verschillende kastypen met elkaar vergeleken op basis van de huidige Venlokas met luchtramen in het dek. Uit de tabel blijkt dat de gesloten kas met de beschouwde systemen zich niet terugbetaalt. Dit afgezien van zijn hoge energieverbruik. Duidelijk is dat dit type kas uit zowel economische redenen als om energetische redenen moeilijk te realiseren is.

De meeste perspectief biedt uiteindelijk de semigesloten kas. Dit is een kas met mechanische ventilatie en een kasdek zonder luchtramen. Als de semigesloten Venlokas wordt vergeleken met de door de TU Delft ontworpen semigesloten Golfkas, dan blijkt dat dit kastype het vooral moet hebben van de verhoogde lichtdoorlatendheid van het kasdek. Het Venlokasdek biedt daarvoor te weinig ruimte. De terugverdientijd van kas met dit dek is berekend op bijna 50 jaar! De semigesloten Golfkas komt als de meest belovende kas uit de vergelijking tevoorschijn, hoewel zijn terugverdientijd nog altijd zo'n 9 jaar bedraagt.

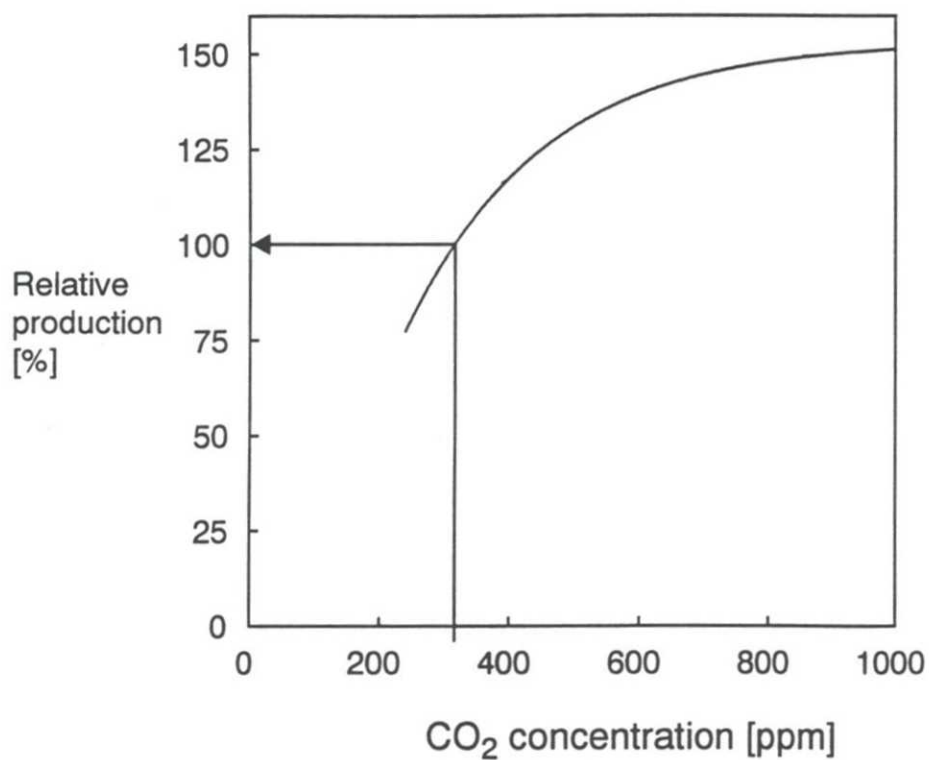
Energie efficiency

Omdat de Golfkas als semigesloten kas het gunstigst tevoorschijn is gekomen, is deze kas ook onderzocht op zijn energie efficiency, d.w.z. het energieverbruik per kg produkt. Er is hierbij opnieuw vergeleken met de huidige Venlokas. Ook dit resultaat geeft een positief beeld. Per kg produkt is de Golfkas volledig concurrerend met de huidige Venlokas!

De semigesloten Golfkas is dus de eerst volgende ontwikkeling na de huidige Venlokas.

Carbon Dioxide Enrichment in Greenhouses

- Influence of Carbon Dioxide Concentration on Production Levels



- Current Practice: Combustion of Natural Gas for Carbon Dioxide Production