

Laboratorium voor Chemische Technologie

Verslag behorende
bij het fabrieksvoorontwerp
van

J.R. Bloembergen en J. Rijnsdorp

onderwerp:

Ammoniak bereiding uit aardgas en stoom

met Pressure Swing Adsorption synthese gas zuivering

adres: 115 Genevestraat 43 Evere (B)
St. Aldegondestraat 64 Delft

opdrachtdatum: nov 1979
verslagdatum:

Inhoud

Literatuurlijst	blz	2
gebruikte symbolen		3
inleiding		5
procesbeschrijving		7
procesflowsheet		10
bij het procesflowsheet		11
de reformersectie		13
liquefaction van lucht		15
Pressure Swing Adsorptie Unit		17
beschrijving van het pressure swing adsorptie (PSA) proces		19
de PSA unit		26
massa en warmte balans van de liquefaction sectie		27A
massa en warmte balans		27
massa en warmte balans reformer; liquefaction; PSA sectie		33
massa en warmte balans ammoniak; koel sectie		38
Dimensioneringen		
liquefaction van lucht		44
regeneratoren		59
compressor		61
de reformer sectie		62
de pressure swing adsorption unit		64
de pomp P48		68
warmtewisselaars		70
opmerkingen		78A
specificatie bladen		78
stuklijsten		86
componenten staat		89
diagrammen		92

Litteratuurlijst:

1. Chem. Eng. 1979, 86 (3), 54. L.J.Ricci,
2. Chem. Eng. 1978, 85, 60 E, P.R.Savage,
3. De ingenieur, 1979, 91 (9), 164,
4. Hydrocarbon Processing, 57, (1), p. 175, J.L. Heek, T. Johansen,
5. Hydrocarbon Processing, 58, (3), p. 119, F.Corr, F. Dropp en E. Rudelsdorfer,
6. The British Petroleum Com. Ltd., Our Industry Petroleum, 1977,
7. Encyclopedie des Gaz, L'air liquide, Amsterdam, 1976,
8. M.Hirata, S. Ohe, K. Nagahama, Computer Aided Data Book of Vapor-Liquid Equilibria, Tokyo, 1975,
9. M. Ruhemann, Separation of gases, Oxford, 1949,
10. J.M. Coulson en J.F. Richardson, Chem. Engineering, Vol. II. 3^e ed., Oxford,
11. Hydrocarbon Processing, 45, 1966, p. 137,
12. Chem. Eng. Processing, 45, 1949. H. Bliss en B.F. Dodge, p. 51 en p.129,
13. Rossini, Selected values of physical and therm. properties of hydrocarbons and related compounds, Pittsburgh, 1953,
14. A.V.Slack, G. Russell James, Ammonia, I., New York, 1973,
15. ,, ,, ,, ,, II., New York, 1974,
16. ,, ,, ,, ,, III., New York, 1975,
17. J.L. Wagner, U.S. patent n^o: 3.430.318,
18. ,, ,, U.S. patent n^o: 3.986.849,
19. E. van der Vlist, Thesis, R.U.U., mei 1973,
20. K. Knoblauch, Chem. Eng. 85, 1978, p. 87-89,
21. H. Lee, D.E. Stahl, AIChE Symposium Series, n^o: 134,1.
22. D.W.Breek, Zeolite Molecular Sieves, New York, 1974,
23. C.M.Yon, P.H. Turnock, AIChE Symposium Series, vol., 67, n^o: 117, p.75,
24. F.J. Zuiderweg, Collegedictaat: Fysische Scheidingsmethoden, T.H. Delft,
25. J.H.Perry, Chemical Engineer's Handbook, 4 th. en 5 th. ed. New York.
26. International Critical Tables of Numerical Data, New York, 1926-1933.
27. W.J.Mead, The Encyclopedia of Chemical Progress Equipment, New York, 1963.

Lijst van gebruikte symbolen.

A	m^2	Oppervlak
a	m^2/m^2	Grensvlak per m^2 schotelvlak.
b	m/m^2	Overloop rand in m per m^2 schotelopp.
C_D	--	Doorstroomcoëfficiënt.
c_p	J/kgK	Soortelijke warmte
D_k	m	Diameter kolom.
E	m^2/s	Turbulente mengcoëfficiënt.
$E_{m,og}$	--	Schotelrendement, overall, gaszijde.
$E_{p,og}$	--	Schotelrendement, plaatselijk, gaszijde.
E_o	--	Schotelrendement, gemiddeld, N_{th}/N
F	--	Vrije ruimte van schotel, $u_g/u_{g,gat}$
g	m/s^2	Versnelling van de zwaartekracht.
G	kg/m^2s	Massasnelheid damp
h_l	m	Heldere vloeistofhoogte, hold up.
h_s	m	Vloeistofhoogte t.g.v. uitstroomweerstand valpijp.
ΔH	m	Totaal schotel drukverlies in vloeistofhoogte.
H_l	kJ/kg	Enthalpie vloeistoffase.
H_s	kJ/kg	Enthalpie vaste fase.
ΔH	kW	Enthalpieverschil.
H_s	m	Schotelafstand.
k	-	Verdelingscoëfficiënt uitgedrukt als verhouding van molfrakties.
k	W/m^2K	totale warmteoverdrachtscoëfficiënt,
k	--	isentropische verhouding, c_p/c_v .
k_g	m/s	Stofoverdrachtscoëfficiënt, gaszijde.
k_l	m/s	Stofoverdrachtscoëfficiënt, vloeistofzijde.
k_{og}	m/s	Stofoverdrachtscoëfficiënt, overall gaszijde.
l	m	Lengte vloeistofweg op schotel.
L	kg/m^2s	Massasnelheid vloeistof.
m	--	Verdelingscoëfficiënt, verhouding concentraties $kmol/m^3$.
N	--	Praktisch aantal schotels.
N_{th}	--	Theoretisch aantal schotels.
N_{og}	--	Aantal stofoverdrachtseenheden, overall gaszijde.

ΔP	bar	drukval.
Q'	W	Warmtestroom
r	m	straal van de buis.
s	m	Steek, afstand perforaties op schotels.
S	- -	Stripping faktor, KG/L.
T	$^{\circ}C, K$	Temperatuur.
u_g	m/s	Dampsnelheid, op "bubbling area" berekend.
u_{ggat}	m/s	Dampsnelheid in perforaties.
u_1	m/s	Vloeistofsnelheid op "bubbling area" berekend.
x	kmol/m ³	Concentratie in vloeistof.
z	m	lengtecoördinaat op schotel.
α	W/m ² K	Warmteoverdrachtscoëfficiënt.
η_1	Ns/m ²	Viscositeit vloeistof.
λ	m/s	Belastingfaktor, $u_g (\rho_g / \rho_1)^{0.5}$
λ	W/mK	Warmtegeleidingscoëfficiënt.
ϕ	- -	Flowparameter, $(u_1 / u_g) (\rho_1 / \rho_g)^{0.5}$
ψ	m ⁻¹	Stroomverhouding $(u_1 / u_g) (\rho_1 / \rho_g)^{0.5}$
ρ_g	kg/m ³	Dichtheid van de damp
ρ_1	kg/m ³	Dichtheid van de vloeistof.
η	- -	Rendement van compressor of turbine.
σ	dyne/cm	Oppervlaktespanning
σ_B	bar	Maximale trekspanning.
indices		
b		bodem
i		inwendig
s		schone wand
t		top
u		t.ov. uitwendig buisoppervlak.
w		wand
Kengetallen		
Bo	- -	Bodenstein getal, $u_1 l / E$
Fr	- -	Froude getal, $u_g (gh_1)^{0.5}$
Gr	- -	Grashof, $\frac{L^3 g \Delta \rho}{v^2 \rho_w}$
Nu	- -	Nusselt getal, $\frac{\alpha d}{\lambda}$
Pr	- -	Prandtl getal, $\eta c_p / \lambda$
Re	- -	Reynolds getal, $\rho u D / \eta$
Sc	- -	Schmidt getal, $\eta / \rho D$

INLEIDING.

In de zestiger jaren voltrokken zich twee belangrijke veranderingen in de ammoniak-synthesegas bereiding:

- I. Door de sterk toenemende vraag naar ammoniak werden steeds meer fabrieken met een grotere capaciteit, genaamd "single trains", ontworpen. Het voordeel hiervan was dat de produktieprijs kon worden verlaagd door:
- a. loonkosten daling,
 - b. niet lineaire stijging van de investering met de capaciteit,
 - c. het gebruik van centrifugaal kompressoren in plaats van zuigerkompressoren. Deze geven bij capaciteiten boven 400 ton ammoniak per dag door een betere efficiëncy belangrijke kostenbesparing,
 - d. lagere aardgaskosten bij grotere afname.

De bovengrens aan de capaciteit vindt zijn oorzaken in:

- a. wegvallen bovengenoemde voordelen,
- b. transportkosten van een grotere unit kunnen in een bepaald gebied groter worden dan de hogere produktiekosten van een kleinere unit,
- c. kwetsbaarheid.

Door het uitvallen van een onderdeel kan de hele single train stilvallen. Dit gaat dan relatief veel geld kosten. Sommige onderdelen dubbel uitvoeren is een oplossing maar schroeft de investeringskosten op.

Afhankelijk van deze factoren worden er tegenwoordig ammoniakfabrieken met een capaciteit van 1000 - 1500 ton ammoniak per dag ontworpen.

II. Toepassing van aardgas in plaats van nafta als voeding.

Na de exploitatie van de aardgasvelden werd steeds meer aardgas toegepast doordat:

- a. aardgas niet of weinig ontzwaveld hoeft te worden,
- b. nafta verdampt moet worden,
- c. aardgas minder kooldioxide verwijdering vereist door een kleine C/H verhouding,
- d. deprijs van nafta door een steeds grotere vraag naar synthese-gas omhoog ging.

Bij de schaalvergroting veranderde het inert-gehalte (methaan en argon) van het ammoniaksynthesegas niet. Bij de ammoniakbereiding moest dus een gedeelte gespuid worden om de inertspiegel binnen een bepaalde grens te houden. Vooral bij een grote capaciteit vertegenwoordigt deze spuistroom een groot kapitaal. Het ingenieursbureau Humphreys & Gloscow Ltd. heeft nu een systeem ontwikkeld om met behulp van een Pressure Swing

Adsorption (PSA) unit na de reformersectie alle verbindingen die daar zijn ontstaan en die niet noodzakelijk zijn voor het ammoniak proces, op te vangen en terug te leiden naar de reformersectie waar ze verbrand worden en dienen als brandstof voor de reformer. Op deze wijze wordt er 99.999% zuivere waterstof geproduceerd. Door ook gebruik te maken van liquefaction van lucht met behulp van een Linde dubbele kolom wordt er eveneens zuivere stikstof gefabriceerd zodat er in de ammoniaksectie niet gespuid hoeft te worden.

Dit onderzoek beoogt dan ook de technische factoren van de ammoniak-synthese met een PSA-unit te beschouwen. Door de grootte van dit probleem zijn wij er niet toe gekomen om een vergelijk te maken met een andere ammoniaksynthesegas bereiding.

Ammoniak vindt zijn belangrijkste toepassing in de productie van stikstofhoudende meststoffen (bv ureum; ammoniumnitraat; ammoniumfosfaat etc).

Voor de conclusies die uit het voorontwerp getrokken zijn zie blz 78A.

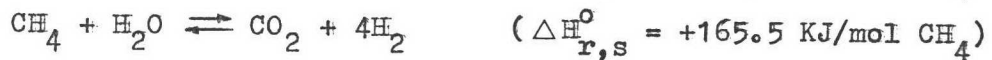
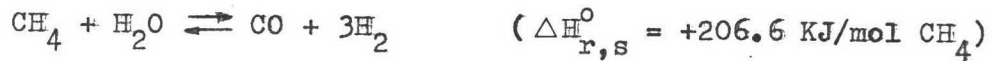
Procesbeschrijving

1 De reformer sectie.

Aardgas van 22 bar en 25 °C wordt d.m.v. warmtewisseling (H1) met de rookgasen afkomstig van de reformer (F3) opgewarmd tot 374 °C en door een ZnO wachtbed (T2) geleid. Het ZnO bed is geïnstalleerd om eventuele in het aardgas aanwezige sporen H₂S te verwijderen.

Na het wachtbed wordt het aardgas opgemengd met stoom van 22 bar; 410 °C. Het aardgas/stoom mengsel, met een druk van 22 bar en een temperatuur van 399 °C, gaat de reformer (F3) in.

In de reformer wordt het aardgas (methaan)/stoom mengsel over een nikkel catalysator omgezet in CO; CO₂; H₂ volgens de reacties:



Na de reformer wordt het gasmengsel door een boiler (H4) gevoerd, waarna het een High Temperature Shift (HTS) convertor in gaat. In de HTS convertor wordt het CO/H₂O gedeeltelijk (catalytisch (Fe₂O₃/Cr₂O₃)) omgezet in CO₂ en H₂ volgens de reactie:



Na de CO-shift bevat het gasmengsel nog 7.6 mol % niet omgezet CH₄.

Na de HTS convertor wordt het reactiemengsel in een koeler/boiler (H6) afgekoeld tot 25 °C.

De drukval over de reformer sectie is verwaarloosd.

2 De Pressure Swing Adsorption (PSA) sectie. (Zie beschrijving.)

De gasen afkomstig uit de reformer sectie worden in een PSA unit (M10) gescheiden in H₂ en CO; CO₂; H₂O; CH₄.

Uit de totale hoeveelheid H₂ in het gas uit de reformer sectie wordt 86 % als een 99.999 % zuivere waterstofstroom van 21 bar en 25 °C verkregen. Het resterende H₂ gas wordt voor regeneratie van de adsorptie torens van de PSA unit gebruikt. Het H₂; CO; CO₂; H₂O; CH₄ mengsel dat bij de regeneratie verkregen

wordt, wordt als stookgas in de reformer (F3) gebruikt.

Het zuivere H₂ gas wordt opgemengd met het zuivere stikstof afkomstig uit de liquefaction sectie.

3 De liquefaction sectie.

In de liquefaction sectie wordt lucht d.m.v. destillatie gescheiden in 99.9 % zuivere stikstof en zuurstof & edelgasen.

De benodigde koude wordt uit compressie arbeid verkregen. (C9 is nodig om de benodigde koude bij het opstarten te verkrijgen.)

De in de lucht aanwezige waterdamp wordt gedeeltelijk als condens afgetapt bij de compressortussenkoelers H18; H14; H12; (H8). Het niet condenseerbare deel van de waterdamp wordt in de absorptie torens T16; T19; T21 uitgevroren. Voor het verkrijgen van de benodigde koude in deze absorptie torens wordt 46.8 % van de zuurstof productstroom gebruikt.

Voor het droogblazen van de torens bij regeneratie wordt gecompriëerde lucht gebruikt.

De compressie arbeid wordt gedeeltelijk teruggewonnen door na de torens de lucht over een expansieturbine (C20) te laten expanderen van 21 bar tot 5.6 bar.

De destillatie wordt uitgevoerd met een Linde-dubbelkolom (T25; T26).

(Zie beschrijving bij de berekeningen.)

De stikstof verlaat de Linde-dubbelkolom na warmtewisseling in de topcondensor

H27 met een temperatuur van -178°C en een druk van 1.0 bar.

De Linde-dubbelkolom als mede de overige apparatuur tussen de stroomnummers 21 en 51 staan in een z.g.n. cold box opgesteld. In het flowsheet is het begin en het einde van deze box aangegeven met isolering van de leidingen.

4 De ammoniak synthese sectie.

Het koude stikstofgas uit de liquefaction sectie wordt achtereenvolgend d.m.v. warmtewisseling opgewarmd tegen de ammoniakstroom (H 30) van de ammoniak koelsectie en de luchtstroom die van het compressorblok naar de waterabsorptie torens van de liquefaction sectie stroomt (H13).

Na de warmtewisseling heeft de stikstof een temperatuur van 4.9°C .

Het stikstofgas wordt gecompriëerd tot 21 bar in het compressorblok C31; C34; C36. In de compressortussenkoelers H33; H35; H37 wordt de stikstof gekoeld tot 25°C .

Het stikstofgas en het waterstofgas wordt na H37 opgemengd en in het compressorblok C39; C44 gecompriëerd tot 182.4 bar. In de compressortussenkoelers wordt het stikstof/waterstof mengsel afgekoeld tot 30°C .

Na afscheiding van de olie afkomstig uit de compressoren wordt het synthese gas opgemengd met de recycle stroom van de syntheseloop.

Het grote voordeel van het samenvoegen van het synthese gas en de recycle stroom voor de partiele condensatie van ammoniak in de ammoniakgekoelde condensor H50 is, dat de partiele condensatie in H50 bij de maximale druk in het proces plaats vindt. Hierdoor wordt de recycle stroom kleiner.

Voor onze fabriek geldt:

opmengen na H50: recycle bevat: 130530 Kmol N_2 /dag en 391590 Kmol H_2 /dag
tegen:

opmengen voor H50: 99904 Kmol N_2 /dag en 299712 Kmol H_2 /dag

Dit kleiner zijn van de recycle stroom is aantrekkelijk omdat de apparatuur aanzienlijk kleiner gedimensioneerd kan worden, wat bij de gebruikte drukken een aanzienlijke besparing in de kapitaalskosten oplevert.

Na partiele condensatie van ammoniak in de condensor H50 wordt het gas-vloeistof mengsel gescheiden (V53). De gasstroom wordt d.m.v. warmtewisseling (H52; H51) opgewarmd tot de reactorinlaattemperatuur van 71.2°C .

In de multibedreactor R58 wordt $\text{N}_2 + \text{H}_2$ over een ijzercatalysator omgezet in NH_3 (conversie van 15.2 vol %) volgens de reactie:



De reactietemperatuur is afgeschat op 440°C .

Het reactiemengsel dat de reactor verlaat wordt door warmtewisseling met de ingaande gasstroom van de reactor afgekoeld tot 340°C .

De drukval over de syntheseloop tussen de stroomnummers 87 en 96 is voor de berekeningen afgeschat op 9.1 bar, terwijl tevens aangenomen is, dat deze drukval geheel optreedt over de reactor, dus aangenomen is, dat de druk na de reactor 173.3 bar is. Na de reactor wordt het reactiemengsel afgekoeld tot 124.8°C in de boiler H59. In deze boiler wordt 11.3 kg/s MD stoom opgewekt. In de warmtewisselaar H51 wordt het reactiemengsel afgekoeld tot het dauwpunt van de ammoniak (60.1°C).

Na partiele condensatie van de ammoniak in de watergekoelde condensor H60 wordt het gas-vloeistof mengsel gescheiden (V63). De gasstroom wordt door de recyclecompressor (C49) op 182.4 bar gebracht waarna opmenging van recycle en synthese gasstroom plaats vindt.

De vloeibare ammoniak uit de gas-vloeistofscheiders V53; V63 gaat door de reduceerventielen M54; M62 naar de flash-tanks V57; V61 respectievelijk.

De druk na de flash-tanks is 2.56 bar zodat de temperatuur van het vloeibare

ammoniak -13.15°C is.

Het lage percentage aan inertien (1.6 Kmol/dag) in het synthesegas geeft geen problemen bij het proces omdat bij het condenseren van de ammoniak al het inert oplost in de vloeibare ammoniak. (Volgens Humphreys and Glasgow Ltd)
Voor de berekening is aangenomen dat het gehalte aan inertien in het synthesegas na de gas-vloeistofscheider V53 nul geworden is.

Het fornuis F55 wordt gebruikt bij het opstarten van de fabriek.
Aangenomen is, dat bij het verwarmen van de gassen voldoende lift verkregen wordt om een circulatie van het gas (F55 - R58 - F55) instant te houden.
Bij de berekeningen is geen aandacht besteed aan het opstartfornuis.

5 Het ammoniak koelsysteem.

Voor het bedrijven van de ammoniak gekoelde condensor H50 is een apart ammoniak koelsysteem nodig.

Het in H50 verdampte ammoniak, 7.44 kg/s met een druk van 2.56 bar en een temperatuur van -13.15°C , gaat via de gas-vloeistofscheider V47 naar de compressor C40. Het niet verdampte ammoniak gaat terug naar het buffervat V43. In de compressor C40 wordt het ammoniak gecomprimeerd tot 17.9 bar. Hierdoor stijgt de temperatuur van de ammoniakdamp tot 61.35°C .

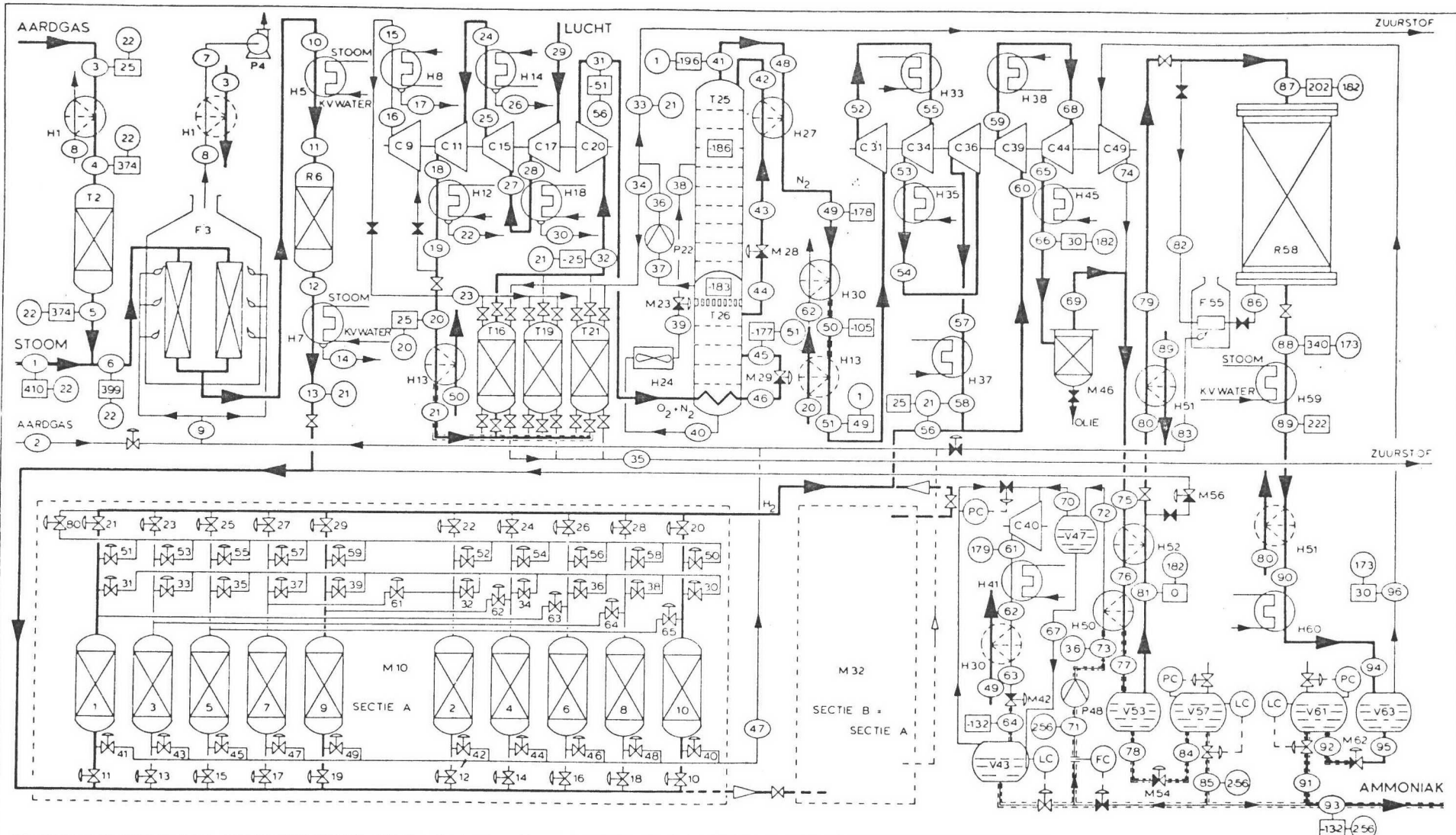
Na de compressor wordt de ammoniak gecondenseerd in de watergekoelde koeler/condensor H41. De vloeibare ammoniak die de condensor H41 verlaat wordt in de warmtewisselaar H30 afgekoeld van 45.0°C tot 15.1°C .

Na het reduceerventiel M42 is de druk van het ammoniak 2.56 bar geworden, zodat de temperatuur van de ammoniak -13.15°C is.

In het vat V43 wordt een buffervoorraad vloeibare ammoniak bewaard.

Met de pomp P48 wordt vloeibare ammoniak uit het buffervat V43 naar de condensor H50 gepompt.

Voor de berekeningen is aangenomen dat de drukval over de leiding tussen P48 en H50 1 bar is.



H 1	WARMTE WISSELAAR
T 2	ONTZWELINGSKOLOM
F 3	FORNUIS/REACTOR
P 4	BLOUWER
H 5	KOELER/BOILER
R 6	REACTOR
H 7	KOELER/BOILER
H 8	KOELER
C 9	COMPRESSOR
M10	PSA-UNIT (A)
C11	COMPRESSOR
H12	KOELER
H13	WARMTE WISSELAAR

H14	KOELER
C15	COMPRESSOR
T16	ABSORPTIEKOLOM
C17	COMPRESSOR
H18	KOELER
T19	ABSORPTIEKOLOM
C20	EXPANSIE TURBINE
T21	ABSORPTIEKOLOM
P22	POMP
M23	REDUCEERVENTIEL
H24	REBOILER
T25	DESTILLATIEKOLOM
T26	DESTILLATIEKOLOM

H27	CONDENSOR
M28	REDUCEERVENTIEL
M29	REDUCEERVENTIEL
H30	WARMTE WISSELAAR
C31	COMPRESSOR
M32	PSA-UNIT (B)
H33	KOELER
C34	COMPRESSOR
H35	KOELER
C36	COMPRESSOR
H37	KOELER
H38	KOELER
C39	COMPRESSOR

C40	COMPRESSOR
H41	KOELER/CONDENSOR
M42	REDUCEERVENTIEL
V43	BUFFERVAT
C44	COMPRESSOR
H45	KOELER
M46	OLIEAFSCHEIDER
V47	VLST - GASSCHEIDER
P48	POMP
C49	COMPRESSOR
H50	CONDENSOR
H51	WARMTE WISSELAAR
H52	WARMTE WISSELAAR

V53	VLST - GASSCHEIDER
M54	REDUCEERVENTIEL
F55	OPSTART-FORNUIS
M56	REDUCEERVENTIEL
V57	FLASH-TANK
R58	REACTOR
H59	KOELER/BOILER
H60	CONDENSOR
M61	FLASH-TANK
M62	REDUCEERVENTIEL
V63	VLST - GASSCHEIDER

AMMONIAK BEREIDING uit AARDGAS en STOOM met PRESSURE SWING ADSORPTION SYNTHESEGAS ZUIVERING.

J.R. BLOEMBERGEN en J. RIJNSDORP

APRIL 1980

○ Stroomnr □ Temp in C P_g Abs druk in bar

Bij het proces flowsheet.

- A: Het aardgas wordt in een ZnO wachtbed, T2, ontzwaveld.
De ZnO inhoud van T2 wordt geacht toereikend te zijn voor de ontzwaveling van het aardgas gedurende het tijdsinterval tussen twee onderhoudsbeurten van de fabriek.
De temperatuur van het aardgas dat T2 binnen komt is gekozen op basis van literatuurgegevens. (Volgens de hand-out bij UKF excursie: c.a. 350 °C)
- B: Voor de flowsheet en de berekeningen is uitgegaan van de gegevens uit /1/. Dit heeft tot gevolg, dat de opzet niet erg logisch is. Immers in de liquefaction sectie produceren we zuurstof met een spoortje argon (str.nr. 33) resp zuurstof met een spoortje argon/water (uit de torens T16; T19; T21, str.nr. 35). Bij gecombineerde steamreforming (endotherm)/ partiële oxidatie (exotherm) in de reactor F3 wordt hoogst waarschijnlijk een economischer proces verkregen.
- C: Het laatste spoortje water en de CO₂ in de gecomprimeerde lucht wordt uitgevroren in de torens T16; T19; T21 resp.
Het uitvriessysteem is zo opgezet, dat de druk in de torens ongeveer 21 bar blijft tijdens de absorptie (of is het adsorptie) cyclus gevormd door: opwarmen/droogblazen met gecomprimeerde lucht (str.nr. 23); afkoelen tot -25 °C met een gedeelte van de zuurstof uit de Linde-dubbelkolom; uitvriezen van H₂O/CO₂ (uitvriesstap).
Afhankelijk van de cyclustijd is het mogelijk dat met twee torens volstaan kan worden.
Op het flowsheet is niet zichtbaar dat de stroomrichting van het gas bij het droogblazen tegengesteld is aan de richting bij de uitvriesstap/het afkoelen van T16; T19; T21 resp.
- D: Voor de keuze van de temperatuur en druk in de ammoniak-synthesereactor R58 (als mede het type reactor) is uitgegaan van het Topsoc proces /2/. Het Topsoc proces is gekozen daar:
- 1) er veel fabrieken van grote capaciteit (700 - 1000 ton/dag) op basis van dit proces gebouwd zijn.
 - 2) er veel praktische informatie gegeven is over dit proces.

Reactor gegevens gebaseerd op een ammoniak productie van 1071 ton/dag.

reactortype:	two-bed radial quench		
pressure shell ID:	84" dus 2.15 m		
volume catalysatorinhoud:	1455 c.ft dus 41.2 m ³		
grootte cat.deeltjes:	1.5/3 mm en 3/6 mm		
voeding:	0.18 m ³ /s		
samenstelling v/d voeding:	waterstof 64.4%	stikstof 17.6%	
	argon 3.4%	methaan 10.8%	
	ammoniak 3.8%		
conversie:	13.9%		
druk in de reactor:	174.4 bar		
drukval over de reactor:	2.8 bar		

Het gas verlaat de reactor met een temperatuur van 340 °C.

Het gas dat het catalysatorbed ingaat heeft een temperatuur van 393 °C

Keuze voor het fabrieksvoorontwerp.

Op grond van deze gegevens is een druk gekozen van 182.4 bar, een totale drukval van 9.1 bar tussen de reactor R58 en recycle compressor C49 en een conversie van 15.2 vol% (blz 176 van ref /2/).

- E: Als afleveringsconditie van het ammoniak is gekozen voor: -13.15 °C; 2.56 bar.
- F: De leiding waarin het reduceerventiel M56 gemonteerd is, is een veiligheids-

leiding. De functie van deze leiding is vergelijkbaar met de purgeleiding in een conventioneel proces.

Literatuur

- /1/ Humphreys & Gloscow Ltd, Chemical Engineering, 6 nov., 1978
- /2/ Slack A.V.; Russel James G., Ammonia part III (speciaal blz 350/351)

De thermodynamische gegevens zijn afkomstig uit:

- /3/ Reid R.C.; Prausnitz J.M.; Sherwood T.K., The properties of gases and liquids, p 108 en de grafieken.
- /4/ Landolt-Börnstein band 2, Mischungs und Lösungswarmen IB9.
- /5/ Gas Encyclopaedia, Elsevier (1976)
- /6/ Perry R.H.; Chilton C.H., Chemical Engineers Handbook 5^{td} Ed.
- /7/ Handbook of Chemistry and Physics 56^{td} Ed.

Voor de berekeningen zijn gebruikt:

- /8/ VDI Wärme Atlas
- /9/ college dictaat: apparaten voor de procesindustrie (i20A), hoofdstuk 2 en 4.

Opmerkingen

Als referentie niveau van de enthalpieën is gekozen: de enthalpie van gasvormig argon; stikstof; waterstof; zuurstof is nul bij 0 K en 0 bar.

Voor het berekenen van de massa en warmtebalans vanaf stroomnummer 49 is uitgegaan van de gegevens verstrekt door J.R. Bloembergen:

Het stikstofgas dat de topkoeler H27 verlaat heeft een temperatuur van -178°C . De massastroom van het stikstof is 9.56 kg/s ; de druk is 1.01 bar . Het stikstof bevat $1.6\text{ kmol argon/dag}$, dit is equivalent met 0.0007 kg/s . De totale enthalpiestroom van het stikstof is: 1010.0 KJ/s

Uit de PSA unit komt waterstofgas met een temperatuur van 25°C en een druk van 21 bar . Het waterstofgas bevat $0.885\text{ kmol inert/dag}$, aannemende dat dit methaan is, is deze hoeveelheid inert equivalent met 0.0002 kg/s . De totale enthalpiestroom van het waterstofgas is: 8575.5 KJ/s . De massastroom van het waterstofgas is 2.05 kg/s .

Het synthesegas dat de olieafscheider M46 binnen komt vertegenwoordigd een enthalpiestroom van 11597.3 KJ/s .

De enthalpie van het ammoniak dat uit de flashtank V61 komt is: -2861.0 KJ/kg ; uit de flashtank V57: -2954.0 KJ/kg .

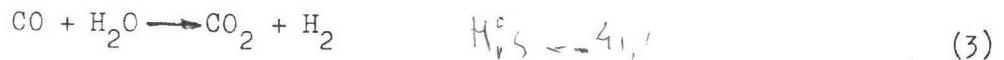
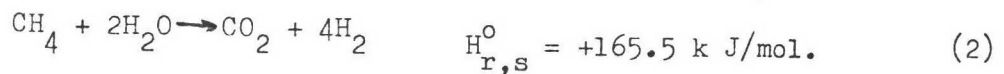
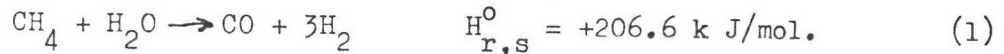
In de warmtewisselaar H13 wordt 383.7 KJ/s aan warmte overgedragen.

Water and Steam?

De reformersectie.

Om waterstof te maken wordt er aardgas van Slochteren gebruikt. Voor de componentensamenstelling zie ref. 6. Daar de Gasunie geen zuiverder gas garandeert dan 200 ppm, wordt het gas na de warmtewisselaar door een wachbed (ZnO) geleid. Het drukverschil over dit bed wordt verwaarloosd. Hierna wordt de stoom bij het gas gevoegd en dit mengsel wordt in de reformer geblazen met een temperatuur van 399 °C.

In de reformer kunnen de volgende reacties plaatsvinden:



Bij een temperatuur van 1500 F (= 815 °C) (14) geldt:

$$K_1 = \frac{\text{CO} \times (\text{H}_2)^3 \times p^2}{\text{CH}_4 \times (\text{H}_2\text{O}) \times n^2} = 280$$

p = 22 bar.

n = totaal aantal molen.

$$K_3 = \frac{\text{CO}_2 \times (\text{H}_2)}{\text{CO} \times \text{H}_2\text{O}} = 1$$

Bij een temp. van 1500 F

We hebben een temperatuur van 1500 F en een druk van 22 bar. gekozen omdat Humphneys en Glasgow deze ook gebruikt hebben. Voor de bepaling van de nodige warmte zijn de gegevens van ref. 14 gebruikt, zie voor bijlage IV. Wij hebben aangenomen dat aardgas voor 84% uit methaan bestaat en dat de rest inert is.

Hierna gaat het gas de High Temperature Shift (HTS) convertor in. Voor deze convertor geldt de vergelijking:

$$K_3 = \frac{\text{CO}_2 \times \text{H}_2}{\text{CO} \times \text{H}_2\text{O}} =$$

$$\exp. \frac{1}{RT} (11321 - 31.08 T + 3 T \ln T - 2,8 \times 10^{-4} T^2 - \frac{91500}{T}) \quad (15)$$

T in K

R in cal/mol K.

De ingangstemperatuur is 360°C en de uitgangstemperatuur is 430°C .
Voor de gemiddelde temperatuur hebben wij 400°C genomen $K_3 = 11.7$.
Voor de uitkomst zie bijlage V en de componentenstaat. Van 1.19 mol aardgas ontstaat 0.655 mol waterstof. Volgens (15) is het drukverlies over de CO-converter te verwaarlozen. Na de H.T.S.-converter wordt het gas gekoeld tot 25°C , er condenseert hierbij water. Het gas wordt doorgevoerd naar de P.S.A.-unit.

Wijst de...

Liquefaction van lucht.

voor de scheiding van lucht wordt deze eerst op een druk gebracht van 20.03 bar via de compressoren C 17, C 15, en C 11 (Bijlage III). Bij het opstarten wordt C 9 er bijgebruikt om een hogere druk te verkrijgen die dan later via de turbine C 20 weer wordt teruggebracht, waardoor extra koeling wordt verkregen. De drukverhoging van elke compressortrap is 2.72.

Onder bedrijfsomstandigheden komt de lucht met een druk van 20.39 bar. en een temperatuur van 25 °C uit het compressorblok. Hierna wordt deze eerst afgekoeld tot 0 °C via H 13 en daarna tot -25 °C via de regeneratoren T 16, T 19 en T 21. Deze regeneratoren werken op de volgende wijze:

Van boven in wordt er vloeibare zuurstof in gebracht met een druk van 20.26 bar. en een temperatuur van -139 °C. Er wordt een drukverschil van 2 bar. gecreëerd, omdat anders bij het verdampen van de zuurstof de damp weer naar boven gaat. De koude zuurstof koelt de toren af. Hierna wordt er in tegen-gestelde richting de lucht van 0 °C doorgeblazen. Deze koelt af tot -25 °C. Water en CO₂ bevriezen in de toren. Elke 10 minuten worden de lucht- en zuurstofstroom verwisselt. Er hoopt zich ijs en CO₂ in de toren op. Deze wordt met warme lucht van 25 °C verwijderd. Deze lucht wordt gespuid met een temperatuur van 5 °C. Voor het schakelschema zie bijlage II.

Na de regeneratoren wordt de lucht via de turbine C 20 geleid. De druk na de turbine is 5.57 bar, de temperatuur -50 °C. Hierna wordt de lucht via warmtewisselaar in T 26 en de expansieklep M 29 in de toren T 26 geleid, op kooktemperatuur met een druk van 5.05 bar.

De Linde-dubbele kolom.

De onderste kolom werkt bij een druk van 5.07 bar. en de bovenste bij 1.01 bar. Tussen de beide kolommen zit een verdamper-condensator. Door het drukverschil werkt deze voor de bovenste kolom als een verdamper en voor de onderste kolom als een condensator. De lucht komt op kooktemperatuur van -176 °C in de onderste toren. Bovenin verlaat een zuivere, vloeibare stikstofstroom de kolom. Deze stroom dient als reflux voor de bovenste kolom. De stroom gaat via een expansieklep en een warmtewisselaar naar de kop van de bovenste kolom. De voeding voor de bovenste kolom wordt onderuit de onderste gehaald. De samenstelling is 62 mol % N₂ en 38 mol % O₂. Deze stroom gaat via warmtewisselaar en expansieklep. De ingangstemperatuur is -188.8 °C en bestaat voor de helft uit vloeistof.

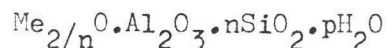
Boven uit deze kolom komt een zuivere stikstofstroom. Onder uit een 95% zuivere zuurstofstroom. Deze wordt gedeeltelijk gebruikt voor de koeling van de lucht. De stikstof wordt via warmtewisselaar H 27, H 30 en H 13 opgewarmd en gaat daarna naar de ammoniaksynthese sectie.

PRESSURE SWING ADSORPTIE UNIT.

Adsorptie door middel van moleculaire zeven is ontdekt in 1773 door Scheele en door Abbé Fontana in 1777. De toepassing van houtskool voor ont-
kleuring van oplossingen werd voor het eerst toegepast door Lowtitz in
1785. Een systematisch onderzoek werd begonnen door Saussure in 1814.
In het begin werden alleen de natuurlijke zeolieten onderzocht, zoals
chabazite, heulandite en amalzite. Later is men met onderzoek begonnen
naar moleculaire zeven, die synthetisch werden bereid. Zo begon eind '40
de Linde Compagnie, een afdeling van Union Carbide Corporation, zich
te interesseren voor moleculaire zeven. Dit leidde begin '50 tot het
fabriceren van een twaalftal geheel nieuwe synthetisch bereide moleculaire
zeven. De samenstelling van deze zeven leek in sommige gevallen veel
op die van de natuurlijke, maar in andere gevallen waren ze geheel
nieuw van samenstelling. Tegenwoordig zijn vele moleculaire zeven
afkomstig van het Linde team, zoals de typen 4A, 5A en 13X. Wij hebben hier
de Linde moleculaire zeef 5A gebruikt, ook wel bekend onder de naam
calcium zeoliet-A.

Voor de toepassing van moleculaire zeven bestaan vele doeleinden, zoals
drogen, selectief scheiden van zowel gas als vloeistof en ionenwisselingen.
Ze worden vooral gebruikt voor de eerste twee toepassingen, omdat de
affiniteit tot water en andere kleine moleculen erg groot is en tevens
vanwege het feit, dat ze in staat zijn om grotere moleculen te vangen of
uit te sluiten. De synthetische zeven hebben als voordeel een hoge
adsorptiecapaciteit bij een lage adsorbaatconcentratie en een hoge
temperatuur dit in tegenstelling tot silicagel en geactiveerd aluminium-
oxide. Verder is een groot voordeel en waarschijnlijk het meest belangrijke
dat de zeven te regenereren zijn zonder veel verlies in efficiëntie.

De algemene formule van de alumina-silicaten is:



Hierin is Me meestal een alkalimetaalion (Na of K), of een aardalkalimetaal-
ion (vvelal Ca, maar ook wel Ba, Sr, Mg).

De holten en kanalen, die in deze moleculen zitten, zijn bepalend voor het
adsorptievermogen. Verder gelden de volgende regels:

- 1) Polaire stoffen hebben de voorkeur boven polariseerbare of niet-
polaire stoffen.

- 2) Volgorde polaire stoffen met kleinere adsorbeerbaarheid: H_2O , CH_3OH ,
 CH_3SH , NH_3 , H_2S , COS , CO_2 .
- 3) Bij koolwaterstoffen met hetzelfde aantal koolwaterstofatomen worden
de minst verzadigde bij voorkeur geadsorbeerd. Volgorde: diacetyleen,
diolefine, olefine.

Acetyleen

Beschrijving van het Pressure Swing Adsorption (PSA) proces.

A: Wat is pressure swing adsorption?

Bij het pressure swing adsorption proces wordt bij een hoge druk, P_{\max} , één of meerdere componenten van een gasmengsel selectief geadsorbeerd in een bed (adsorptie stap). Nadat het bed beladen is, wordt het bed geregenereerd. Bij dit regenereren wordt een gedeelte van het productgas (drijfgas) in tegenstroom t.o.v. de adsorptie stap door het bed geleid nadat de druk afgelaten is tot P_{\min} . Voor een continue procesvoering zijn meerdere parallelgeschakelde bedden nodig. Om de economie van het proces te verhogen wordt de regeneratie in stappen uitgevoerd. Het proces is als adiabatische te beschouwen; mits doordacht uitgevoerd (US patent 3,986,849).

B: De bruikbaarheid van het PSA proces.

Het PSA proces kan voor de scheiding van elk gasmengsel gebruikt worden, mits er een adsorbent te vinden is, waarin tenminste één component van het gasmengsel selectief wordt geadsorbeerd. Het proces is zeer goed bruikbaar voor de scheiding van gasmengsels waarin waterstof als hoofdbestanddeel voorkomt en één of meer van de volgende componenten als nevenbestanddeel: CO ; CO_2 ; lichte verzadigde/onverzadigde koolwaterstoffen; aromaten; lichte zwavelhoudende organische verbindingen; argon; stikstof; water.

C: Fysische randvoorwaarden om een economisch aantrekkelijk PSA proces te verkrijgen.

Aan het einde van de adsorptie stap bevat het adsorptie bed een zekere hoeveelheid (M) niet geadsorbeerd gas dat zich in de vrije ruimtes tussen de adsorbentia deeltjes bevindt.

In totaal bedraagt de voeding, tijdens de adsorptie stap, N molen gas. De verhouding $S = M/N$ heeft bij praktische toepassen van het PSA proces een waarde die ligt tussen 0.35 en 0.85.

Om een economisch aantrekkelijk proces te krijgen moeten de volgende twee relaties gelden:

$$PR = P_{\max}/P_{\min} \gg 7 \quad \text{en} \quad S \cdot PR \gg 6$$

Na de adsorptie stap wordt het niet in het bed geadsorbeerde gas gebruikt voor drukegalisatie en/of regeneratie van de overige niet in de adsorptie stap bevindende bedden.

Als PR klein is, dan is na de adsorptie stap een zeer groot deel, Q, van het niet geadsorbeerde gas nodig voor de regeneratie van de bedden, zodat een klein deel, M-Q, van het niet geadsorbeerde gas beschikbaar is voor het weer op druk brengen van geregenereerde bedden. De hoeveelheid M-Q stelt een ondergrens aan het te installeren aantal adsorptie bedden. Het te installeren aantal bedden wordt op economische gronden gekozen.

D: Werking van het PSA proces gebaseerd op 10 adsorptie bedden.

Algemene gegevens:

De werking van dit proces is beschreven in US patent 3,986,849; het schema van het proces staat op de flowsheet als unit M10.

De totale cyclustijd van het adsorptie proces is 13 min en 20 sec.

Op elk moment gedurende een cyclus zijn er drie adsorptie bedden die productgas leveren, de overige bedden worden of op druk gebracht/afgelaten of geregenereerd.

De druk wordt tijdens het regenereren; aflatend; op druk brengen in stappen van drie, te weten: de hoge; midden; lage druktrap, gevarieerd tussen P_{\max} en P_{\min} .

De nummering van de kleppen is zo gekozen, dat het laatste cijfer (karakter) van het klepnummer gelijk is aan het bednummer resp het laatste karakter van het bednummer.

Het voedingsgas komt De PSA unit binnen via de kleppen 10 t/m 19.

Het productgas verlaat de PSA unit via de kleppen 20 t/m 29.

Voor het partieel regenereren resp druk egaliseren, op het niveau van de lage druktrap, worden de kleppen 30 t/m 39 gebruikt.

Het bij de regeneratie vrijgekomen gas + het drijfgas verlaat de PSA unit via de kleppen 40 t/m 49.

Voor het weer op druk brengen resp. aflaten van het niet geadsorbeerde gas op het niveau van de hoge druktrap, worden de kleppen 50 t/m 59 gebruikt.

Voor de midden druk egalisatie zijn de bedden paarsgewijs verbonden door pijpen waarin de kleppen 61 t/m 65 gemonteerd zijn.

Klep 80 heeft de functie van gas flow regulator.

Nadere uitleg van de werking van een PSA unit.

Om de werking van de PSA unit te verstaan wordt één moment opname tijdens een cyclus geschetst.

De tegenstroomrichting van het gas is gedefinieerd als de stroomrichting die tegengesteld is aan de stroomrichting in de adsorptie stap.

De voedingsstroom gaat via de inlaatkleppen 10;11;19 de in de adsorptie stap bevindende bedden 10;1;9 in.

Een gedeelte van het productgas verlaat via de kleppen 20;21;29 de PSA unit.

Het overige productgas wordt als drijfgas gebruikt om bed 5 volledig te regenereren en verlaat samen met de bij regeneratie vrijgekomen gassen de PSA unit via klep 45.

Het gas dat vrij komt bij het in gelijkstroom aflaten van de druk, tot het niveau van de hoge druktrap, van bed 8 wordt gebruikt om de druk van het volledig geregenereerde bed 2 op het niveau van de hoge druktrap te brengen (via de kleppen 58;52).

Het gas dat vrij komt bij het in gelijkstroom aflaten van de druk, tot het niveau van de lage druktrap van de bedden 6;7 gaat via de kleppen 36;37 en 34;33 naar de bedden 4;3.

Het gas dat bed 4 binnen stroomt wordt gebruikt om dit bed gedeeltelijk te regenereren. Na het bed 4 door stroomt te hebben verlaat het gas de PSA unit via de klep 44.

De druk van het volledig geregenereerde bed 3 wordt op het niveau van de lage druktrap gebracht.

Na de boven beschreven stap in een cyclus wordt de druk van bed 8 afgelaten tot het niveau van de midden druktrap via klep 64. Hierdoor komt de druk van bed 3 op het niveau van de midden druktrap.

Bed 2 gaat over in de adsorptie trap terwijl bed 9 over gaat naar de druk aflat trap.

Een gedeelte van het productgas verlaat via de kleppen 20;21;22 de PSA unit. Het overige productgas wordt als drijfgas gebruikt om bed 4 volledig te regenereren.

Het gas dat vrij komt bij het in gelijkstroom aflaten van de druk, tot het niveau van de hoge druktrap, van bed 9 wordt gebruikt om de druk van het volledig geregenereerde bed 3 op het niveau van de hoge druktrap te brengen (via de kleppen 59;53).

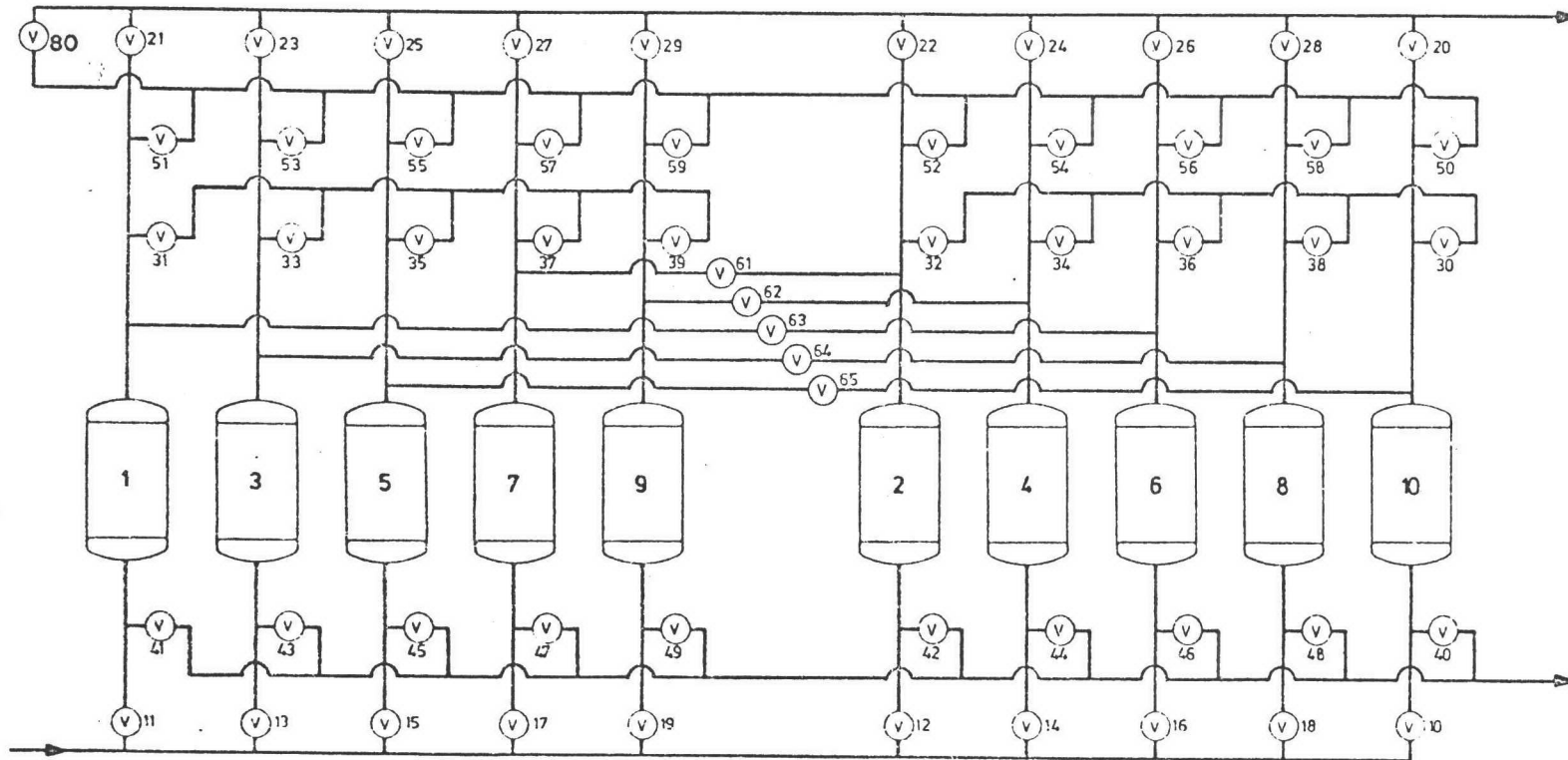
Enz. enz.

Referentie:

US patent 3,986,849.

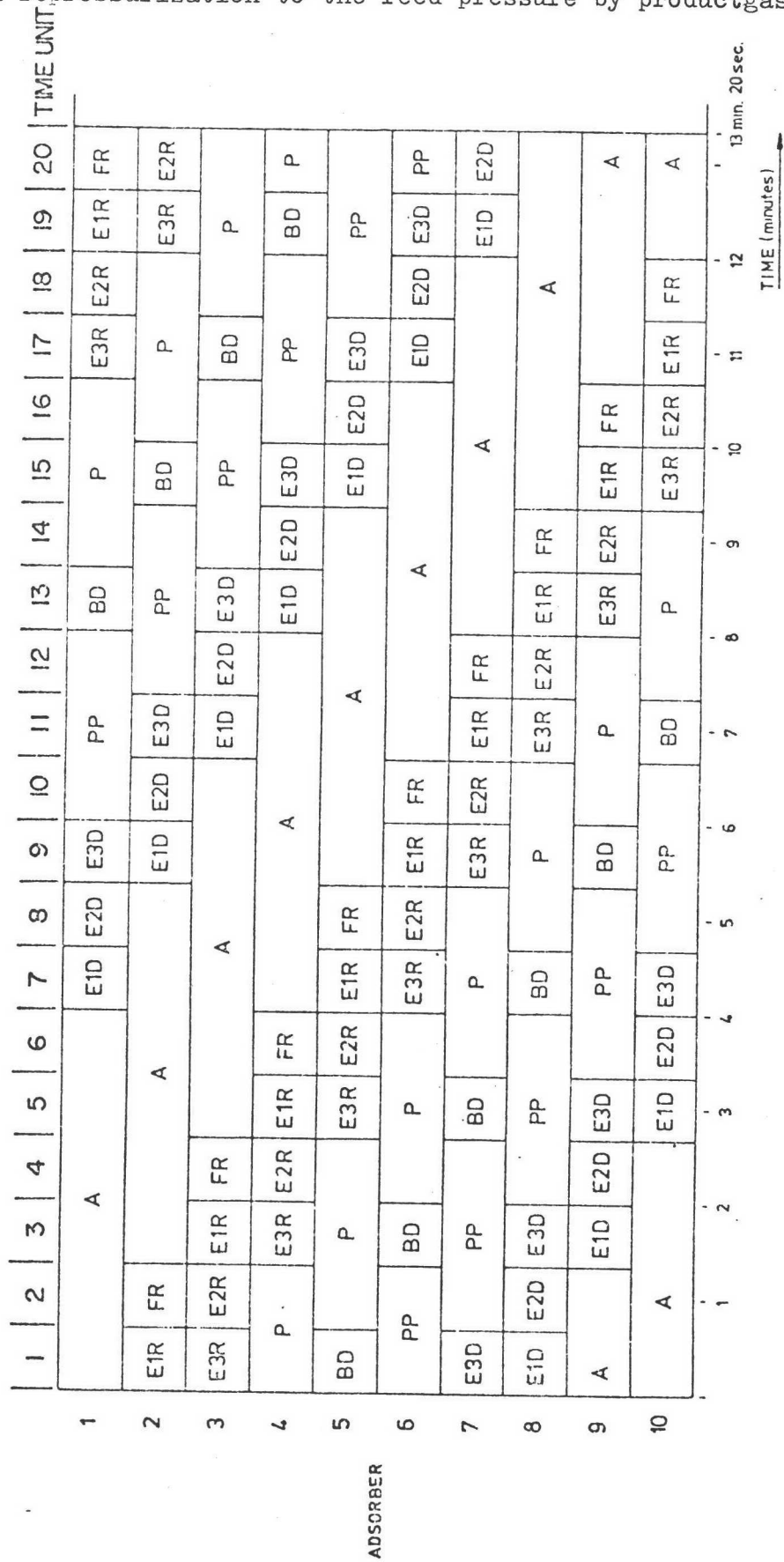
De cyclus is opgedeeld in 20 tijdseenheden. Fig 3 laat de open kleppen zien gedurende deze 20 tijdseenheden.

F I G. I



E1D; E2D; E3D first; second; third stage pressure equalization-depressurization.
 PP cocurrent depressurization providing purge gas.
 BD countercurrent blowdown.
 P purge
 E1R; E2R; E3R first; second; third stage pressure equalization-repressurization.
 FR final repressurization to the feed pressure by product gas.

FIG. 2

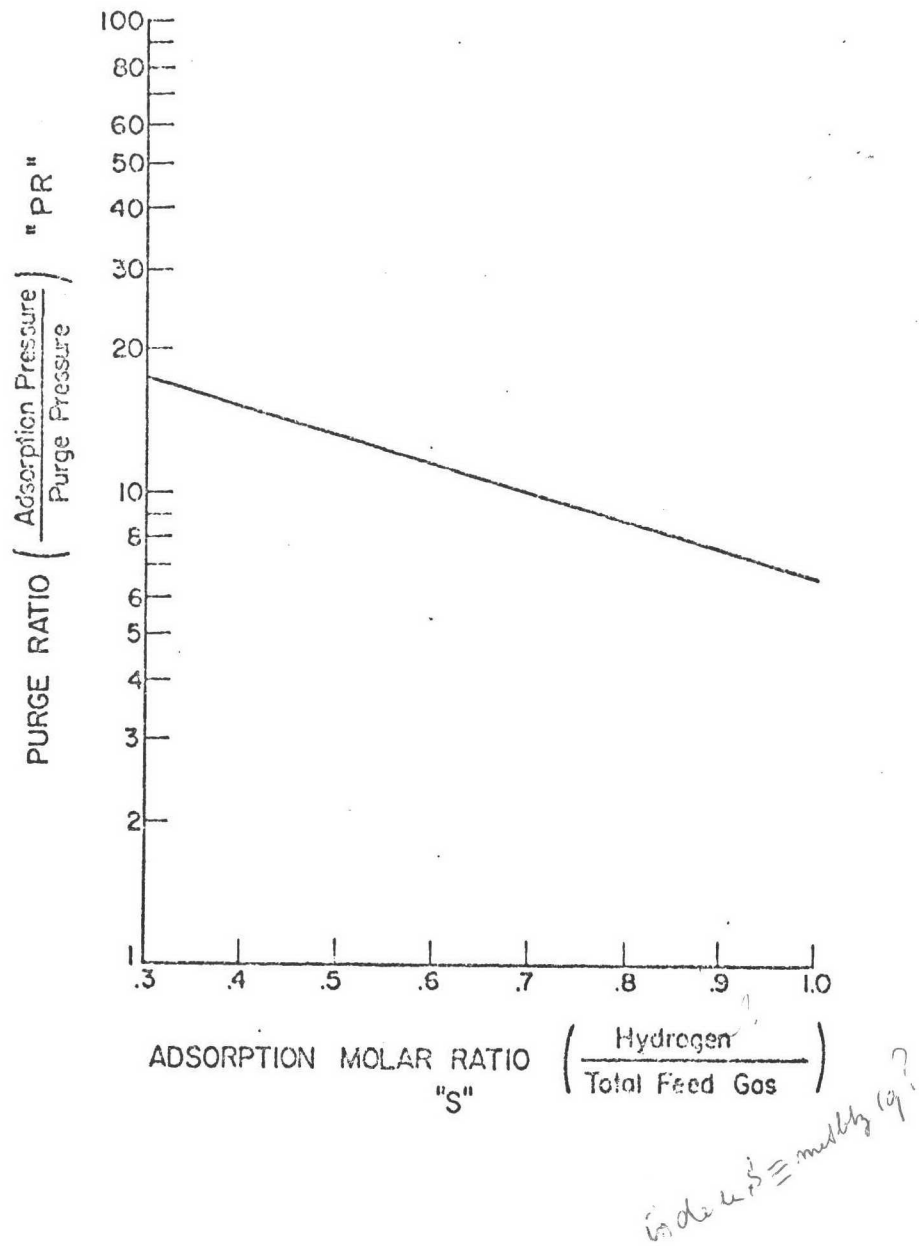


TIME
UNIT

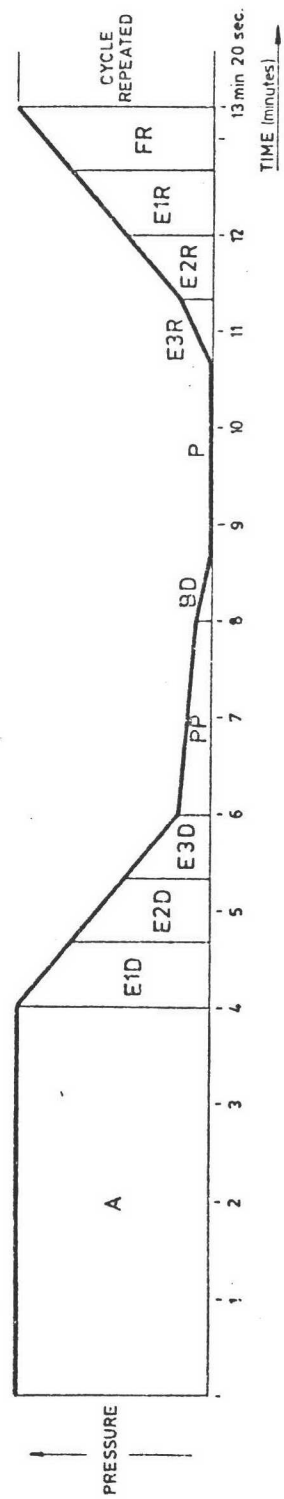
VALVES OPEN

1	10	11	19	20	21	29	34	36	45	52	33	37	58	44
2	10	11	19	20	21	29	34	35	36	37	52	64	44	45
3	10	11	12	20	21	22	34	35	37	38	46	53	59	45
4	10	11	12	20	21	22	35	36	37	38	53	62	45	46
5	11	12	13	21	22	23	35	36	38	39	47	50	54	46
6	11	12	13	21	22	23	36	37	38	39	54	65	46	47
7	12	13	14	22	23	24	30	36	37	39	48	51	55	47
8	12	13	14	22	23	24	30	37	38	39	55	63	47	48
9	13	14	15	23	24	25	30	31	37	38	49	52	56	48
10	13	14	15	23	24	25	30	31	38	39	56	61	48	49
11	14	15	16	24	25	26	31	32	38	39	40	53	57	49
12	14	15	16	24	25	26	30	31	32	39	57	64	49	40
13	15	16	17	25	26	27	30	32	33	39	41	54	58	40
14	15	16	17	25	26	27	30	31	32	33	58	62	40	41
15	16	17	18	26	27	28	30	31	33	34	42	55	59	41
16	16	17	18	26	27	28	31	32	33	34	59	65	41	42
17	17	18	19	27	28	29	31	32	34	35	43	50	56	42
18	17	18	19	27	28	29	32	33	34	35	50	63	42	43
19	10	18	19	20	28	29	32	33	35	36	44	51	57	43
20	10	18	19	20	28	29	33	34	35	36	51	61	43	44

F I G. 3



Het verloop van de druk tijdens een cyclus.
A staat voor de adsorptie stap van de cyclus.
Voor de betekenis van de overige symbolen zie blz 22.



De P.S.A.-unit.

De volgende componenten komen de unit in:

CH ₄	3.40	kg/s
N ₂	2.62	kg/s
H ₂ O	4.9 x 10 ⁻²	kg/s
CO	1.16	kg/s
H ₂	2.38	kg/s
CO ₂	12.08	kg/s

Water en CO₂ wordt met actieve kool geadsorbeerd. Hiervoor is totaal 55.44 kg actieve kool voor 1 sec. adsorptie nodig. Het startgewicht van actieve kool is 412 kg/m³. Het volume wordt 0.135 m³. Methaan, stikstof en koolmonoxide worden door het calcium zeolite-A geadsorbeerd. Voor 1 sec. adsorptie is hiervoor 178.17 kg. nodig. We houden voor actieve kool een overdimensionering aan van 30% en voor Ca-zeolite-A 50%.

Het volume voor 1 seconde adsorptie is 0.384 m³ Ca-zeolite A en 0.175 m³ voor actieve kool. Dus voor 240 sec. adsorptie door 2 units is

$$\frac{240}{2} \times 0.384 = 46.1 \text{ m}^3 \text{ Ca-zeolite A}$$

$$\frac{240}{2} \times 0.175 = 21.0 \text{ m}^3 \text{ actieve kool}$$

Er is een flow van 40.7 Nm³/sec. Dit is per unit 20.35 Nm³/sec. De diameter van de torens zijn 3.5 m en de hoogte is 7.5 m. Er zijn adsorptiepellets gebruikt van 1/8 inch. De drukval over deze torens is:

$$\Delta P = 0.028 \text{ atm.}$$

Zie voor de berekening van de volumina bijlage V.

Massa en warmte balans van de liquefaction sectie.

Voor deze sectie is het bijgevoegde (T-S) diagram van lucht gebruikt. Lucht met een temperatuur van -25°C komt uit de torens T16/T19/T21. Uit de destillatiekolom T25 komen de volgende stromen:

str.nr. 41 9.53 kg/s stikstof met enthalpie 2903.8 KW
str.nr. 37 2.67 kg/s 95% zuurstof met enthalpie 813.6 KW

In de kolom T25 komt:

str.nr. 42 5.96 kg/s met enthalpie 1731.6 KW
str.nr. 38 6.22 kg/s met enthalpie $1473.3 + 512.5 = 1985.8$ KW

In de verdamper in de kolom T26 wordt bij een dampstroom van 15.51 kg/s 755.9 KW overgedragen (zie de dimensionering van de kolom.)

Hiermee is de curve die in het (T-S) diagram getekend is te construeren.

Uit deze grafiek halen we, dat de expansieturbine C20 396.7 KW aan de lucht onttrekt.

Daar de luchtstroom bij 25°C een enthalpie heeft van 5870.4 KW, moet tussen T16/T19/T21 en C20 nog een warmtewisselaar, waarin 2073.4 KW overgedragen moet worden.

De benodigde koude halen we uit de vloeibare zuurstofstroom van str.nr. 33 en de stikstofstroom van str.nr. 49 (na H27).

Dit betekent dat de koppeling met het ammoniakkoelsysteem moet vervallen. Hierdoor wordt de ammoniakdampstroom door C40 groter omdat door het vervallen van H30 na het reduceerventiel M42 we in het vloeistof-dampgebied terecht komen (zie diagram). Hierdoor wordt de dampstroom in het koelcircuit 8.66 kg/s i.p.v. 7.44 kg/s.

Daar er een tekenfout gemaakt is bij de aanvang van dit voorontwerp, is de fabriek noodgedwongen opgesplitst in twee delen, te weten:

van str.nr. 1 t/m str.nr.49
str.nr. 49 t/m str.nr. 96

Het vermogen van de pomp P22:

$$W_t = \frac{\rho \cdot \dot{V} \cdot g \cdot H_{\text{man}}}{\eta_t}$$

$$\dot{V} = 2.67/1141 = 0.00234 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1141 \text{ kg/m}^3$$

$$g \cdot H_{\text{man}} = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + g \cdot (z_2 - z_1)$$

$P_2 = 21 \text{ bar}$; $P_1 = 1 \text{ bar}$ met een opvoerhoogte van 4 m vinden we: $H_{\text{man}} = 182.7$ (m.c.W.K)

Met een rendement van 0.75 vinden we: $W_t = 6.38 \text{ KW}$ (verlies 1.6 KW)

Massa en warmtebalans.

I Berekening van de recyclestroom, overzicht van de stromen in de ammoniak synthese sectie.

Om de temperatuur bij de reactorinlaat te berekenen moeten we de grootte van de stromen in de ammoniak synthese sectie kennen.

Het reactiemengsel dat de reactor verlaat heeft een druk van 173,3 bar (171 atm). De conversie van het synthese gas is zo groot, dat het reactiemengsel 15.2 vol% ammoniak bevat. De partiële spanning van het ammoniak is dan: $15.2 \times 171 = 25.99$ atm, zodat het dauwpunt van de ammoniak 60.1 °C is.

Na de watergekoelde condensator H60 heeft het reactiemengsel een temperatuur van 30 °C. De partiële spanning van het ammoniak is dan 11.59 atm zodat het gas dan nog 6.78 vol% ammoniak bevat.

Na de ammoniakgekoelde condensator H50 is de temperatuur van het gas 0 °C. De partiële spanning van het ammoniak is dan 4.289 atm zodat het gas dan nog 2.383 vol% ammoniak bevat.

Aan stikstof komt de synthese sectie binnen (stroomnummer 58): 29500 Kmol/dag (equivalent met 9.53 kg/s); aan waterstof komt binnen (stroomnummer 56): 88500 Kmol/dag (equivalent met 2.05 kg/s).

Uit de reactor komt A mol gas; de recycle bevat A' mol gas.

Uit de massabalans volgt:

$$A' = .848A (N_2 + H_2) + 2 \cdot (.152A - .02383A') \text{ (omgezet in } NH_3) + .02383A' (NH_3)$$

dus: $A' = 1.1252A$

Uit de watergekoelde condensator H60 komt: $(.152 - .0678)A = .0842A$ mol vloeibare ammoniak.

Bij stroomnummer 75 bedraagt de gasstroom: $.91578A + 118000$ Kmol/dag. Van deze gasstroom zijn $.06778A$ Kmol ammoniak.

Uit de ammoniakgekoelde condensator H50 komt B Kmol ammoniak als vloeistof en A' Kmol als recycle, zodat:

$$B + A' = .91578A + 118000$$

De totale vloeibare ammoniak stroom: $59000 = B + 0.08422A$

Combinatie van de vergelijkingen geeft: $A = 471246.1$ Kmol/dag

$$A' = 530246.0 \text{ Kmol/dag}$$

Specificatie van de stromen in Kmol/dag:

str. nummer	88	94	75	77	87
STIKSTOF	99904.2	99904.2	129404.2	129404.2	129404.2
WATERSTOF	299712.5	299712.5	388212.5	388212.5	388212.5
AMMONIAK (G)	71629.4	29055.4	29055.4	12629.4	12629.4
INERTEN			1.6		
AMMONIAK (L)		42574.0		16426.0	
INERTEN (OPL)				1.6	
VOL % NH_3	15.2	6.778	5.315	2.383	2.383
T _{dauwp.}	60.1	30.0	23.67	0.0	0.0

II De sleutel tot het oplossen van de warmtebalans van het ammoniakkoelsysteem en, via H30 daaraangekoppeld, het compressorblok C31/C44 wordt gevormd door de ammoniakgekoelde condensor H50.

De condensors H50; H60.

Uit het druk-enthalpie diagram van ammoniak halen we de enthalpieën (KJ/kg) bij het dauwpunt en bij de temperatuur waarmee het gas de condensors verlaat:

temperatuur (°C)	enthalpie (gas)	enthalpie (vloeistof)
60.1	-1758.4	
30.0	-1730.5	-2861.0
23.67	-1729.4	
0.0	-1735.2	-2954.0

Voor de af te voeren warmte geldt voor de condensors:

	H50	H60
afkoelen ammoniak + condensatie (KW)	3972.3	9076.8
afkoelen waterstofgas (KW)	3664.7	8293.8
afkoelen stikstofgas (KW)	1497.2	1130.9
mengentropie term (KW)	223.4	615.0
totaal af te voeren warmte (KW)	9357.4	19116.5

III Het ammoniakkoelsysteem.

Het kringproces van het ammoniakkoelsysteem is getekend in het druk-enthalpie diagram.

De warmtestromen in het koelsysteem zijn direct af te leiden uit dit diagram.

De warmteafvoer in H50 (9357.4 KW) is equivalent met 13.5 cm.

De warmteafvoer in H41 wordt: $14.05 \times 9357.4 / 13.5 = 9738.6$ KW

in H30 : $1.9 \times 9357.4 / 13.5 = 1317.0$ KW

in C40 : $9357.4 - 9738.6 - 1317.0 = -1698.2$ KW

De grootte van de ammoniakdampstroom in het koelsysteem:

$$9357.4 / (541 \times 2.326) = 7.44 \text{ kg/s}$$

Uit veiligheidsoverwegingen wordt met pomp P48 10% meer vloeibaar ammoniak naar de condensor H30 gepompt dan voor de verdamping noodzakelijk is, dus de massastroom van str.nr. 73 is 8.18 kg/s; de enthalpie is -24506.4 KW.

Het niet verdampte ammoniak wordt in de gas-vloeistofscheider V47 afgescheiden en teruggevoerd naar het buffervat V43 (de leiding had geïsoleerd getekend moeten worden op het flowsheet). De massastroom van str.nr. 67 is dus .74 kg/s; de enthalpie is -2217.0 KW.

Voor het afkoelen en condenseren van de ammoniakdamp in H41 wordt koelwater gebruikt met een inlaattemperatuur van 20 °C en een uitlaattemperatuur van 40 °C.

Het benodigde koelwater van H41 is dus: $9357.4 / (20 \times 4.181) = 111.9$ kg/s

De functie van de pomp P48 is het overbruggen van de leidingverliezen tussen V43 en H30 resp. het oppompen van ammoniak uit de productopslag tanks bij een te laag niveau van het ammoniak in het buffervat V43.

Verondersteld is: P48 draagt niet bij aan de enthalpie van het koelsysteem.

IV Massa en warmtebalans van de ammoniak synthese sectie.

De fabriek is gebaseerd op een dagproductie van 59000 Kmol ammoniak per dag.

1 De reactor R58.

Uit Slack /1/ halen we:

temperatuur van de voeding bij de inlaat van het catalysator bed: 393 °C
uitlaat van de convertor heeft een temperatuur van 340 °C

Op grond hiervan wordt de reactietemperatuur geschat op 440 °C.

De reactiewarmte onder standaard condities, 25 °C; 1 atm is: -11.04 Kcal/mol NH₃ = -46.222 KJ/mol NH₃ (D67 Handbook)

Uit de Gas encyclopaedia halen we, dat de enthalpieën t.o.v. 1 atm; 25 °C

$$N_2 = 12057.2 \text{ KJ/Kmol voor } T = 440 \text{ °C; } 182.4 \text{ bar}$$

$$H_2 = 12369.6 \text{ KJ/Kmol}$$

$$NH_3 = 20364.4 \text{ KJ/Kmol}$$

De reactiewarmte bij 440 °C; 182.4 bar wordt dus:

$$\Delta H_r = -46222.3 + 20364.4 - \frac{1}{2}(12057.2 + 3 \times 12369.6) = -50440.9 \text{ KJ/Kmol NH}_3$$

zodat de warmte productie in de reactor gegeven wordt door: 34444.5 KJ/s

De totale hoeveelheid energie die nodig is voor de recycle compressor is: 23.5 KJ/s (zie punt 7).

2 De warmtewisselaar H52.

Nadat het synthese gas opgemengd is met de recycle stroom heeft het ammoniak in de gasstroom een dauwpunt van 23.67 °C.

Met de warmtewisselaar H52 wordt de gasstroom afgekoeld van 30 °C tot 23.67 °C met de gasstroom die uit de ammoniakgekoelde condensor komt (0 °C na V53).

Bij 182.4 bar geldt:

$$c_p(\text{stikstof; } 25 \text{ °C}) = 35.5185 \text{ KJ/Kmol.K} \quad ; \quad \text{bij } 5 \text{ °C} = 37.1198 \text{ KJ/Kmol.K}$$

$$c_p(\text{waterstof; } 25 \text{ °C}) = 29.3495 \text{ KJ/Kmol.K} \quad ; \quad \text{bij } 5 \text{ °C} = 29.3495 \text{ KJ/Kmol.K}$$

$$c_p(\text{ammoniak; } 25 \text{ °C}) = 79.4320 \text{ KJ/Kmol.K} \quad ; \quad \text{bij } 5 \text{ °C} = 79.4320 \text{ KJ/Kmol.K}$$

Bij het afkoelen wordt aan warmte afgestaan:

$$(35.5185 \times 129404.2 + 29.3495 \times 388212.5 + 79.4320 \times 29055.4) \times 6.33 = 1.1582643 \times 10^8 \text{ KJ/dag} = 1340.6 \text{ KJ/s}$$

zodat de gasstroom uit V53 opgewarmd wordt van 0 °C tot:

3 De warmteafvoer in de boiler H59.

De warmteafvoer in de boiler H59 wordt gevonden uit een enthalpiebalans over de ammoniak synthese sectie.

Aan enthalpie wordt onttrokken: (KW)		aan enthalpie komt binnen: (KW)	
verlies bij R58 (omgeving)	2000.0	synthese gas str.nr. 69	11597.3
ammoniak str.nr. 95	-23966.0	reactie warmte bij R58	34444.5
ammoniak str.nr. 78	-9541.5	compressor C49	23.5
condensor H60	19116.5		
condensor H50	9357.4		
	- 3033.6	+	46065.3

De afgevoerde warmte in H59 is dus: 46065.3 + 3033.6 = 49098.9 KW

4 De warmtewisselaar H51

In de condensor H60 komt gas van 60.1 °C; uit de reactor R58 komt gas van 340 °C. Bij de afkoeling komt aan enthalpie vrij:

$$(99904.2 \times (11211.95 - 2244.915) + 299712.5 \times (9982.44 - 1914.607) + 71629.4 \times (34054.59 - 4773.863)) / (24 \times 3600) = 62630.0 \text{ KW}$$

In de warmtewisselaar H51 wordt dus: $62630.0 - 49098.9 = 13531.1 \text{ KW}$

De op te warmen gasstroom heeft een intree-temperatuur van 6.73 °C. Verder geldt:

$$\begin{aligned} c_p(\text{stikstof}) &= 33.411 \text{ KJ/Kmol.K} \\ c_p(\text{waterstof}) &= 29.391 \text{ KJ/Kmol.K} \\ c_p(\text{ammoniak}) &= 82.563 \text{ KJ/Kmol.K} \end{aligned}$$

De temperatuur waarmee het gas de reactor R58 binnen gaat is dus:

$$\frac{129404.2 \times 33.411 + 388212.4 \times 29.391 + 29055.4 \times 82.563}{24 \times 3600} \times (T - 6.73) = 13531.1$$

$$\text{dus } T = 71.2 \text{ °C}$$

5 De stoomproductie in de boiler H59.

Het gas dat de boiler H59 verlaat heeft een temperatuur die gegeven wordt door:

$$\frac{99904.2 \times 33.411 + 299712.5 \times 29.391 + 71629.4 \times 82.563}{24 \times 3600} \times (T - 60.1) = 13531.1$$

$$\text{dus } T = 124.8 \text{ °C}$$

In de boiler wordt MD-stoom geproduceerd, terwijl de gasstroom afgekoeld wordt van 340 °C tot 222.21 °C.

De door het gas afgestane warmte:

$$99904.2 \times (11211.951 - 7446.077) + 299712.5 \times (9982.4365 - 6547.205) + 71629.4 \times (34054.592 - 25051.018) = 2.0507290 \times 10^9 \text{ KJ/dag} = 23735.3 \text{ KJ/s}$$

Voor de productie van één Kmol stoom van 10.3 bar met een temperatuur van 220 °C is 37795.8 KJ nodig (zie dimensionering van H59).

De totale stoomproductie is dus 0.628 Kmol/s = 11.3 kg/s

Over het temperatuurtraject 222.2 °C tot 124.8 °C moet $49098.9 - 23735.5 = 25363.4 \text{ KW}$ afgevoerd worden.

Een grootdeel van de warmte kan benut worden voor het opwekken van LD-stoom.

Voor de productie van één Kmol stoom van 3.0 bar met een temperatuur van 190 °C is 41407.8 KJ nodig.

Aannemende dat bij de stoomproductie het gas afgekoeld wordt tot 140 °C, dan wordt de stoomproductie:

$$\frac{25363.4 - 209.03573 \times (140.0 - 124.8)}{41407.8} = 0.537 \text{ Kmol/s} = 9.67 \text{ kg/s}$$

De overige 3127.6 KW die in H59 afgevoerd moet worden, kan in principe voor warmwater gebruikt worden.

Aangenomen is, dat het met koelwater afgevoerd wordt.

Aan koelwater is nodig:

$$\frac{3127.6}{20 \times 4.181} = 37.4 \text{ kg/s}$$

6 De recycle compressor C49.

In de recycle compressor wordt de recycle van 173.3 bar isentropisch op 182.4 bar gebracht. Uit de druk-enthalpie tabellen van de Gas Encyclopaedia halen we:

H(stikstof) = 5.778 KJ/kg = 11.556 KJ/Kmol
 H(waterstof) = 1.287 KJ/kg
 H(ammoniak) = 0.209 KJ/kg = 3.559 KJ/Kmol

De benodigde energie voor de compressie is dus:

$$(1.287 \times 2 \times 299712.5 + 11.556 \times 99904.2 + 3.559 \times 29055.4) = 2029361.1 \text{ KJ/dag} = 23.5 \text{ KJ/s}$$

7 De reduceerventielen M54/M62 en de flash tanks V57/V61.
 In de reduceerventielen M54/M62 verandert de enthalpie van de productstroom niet.

Als we de druk in de reduceerventielen M54/M62 van 182.4/173.3 bar aflatem naar 2.56 bar, dan gaat na flashen in de flash tanks V57/V61 niet alleen de 1.6 Kmol INERT/dag via de afgas naar de buitenlucht, maar er verdampt ook ammoniak (zie druk-enthalpie diagram).

In de flash tank V61 komt aan ammoniak vrij: $17 \times 13.5/135 \times 42574 = 72375.8 \text{ kg/d}$
 $-V57 \quad 17 \times 5/135 \times 16426 = 10342.3 \text{ kg/d}$
 in totaal dus 0.96 kg/s

Dit is vanzelfsprekend onaanvaardbaar.

Om de inertien te verwijderen wordt in M54 de druk gereduceerd van 182.4 bar tot 4.35 bar (dauwpunt van de ammoniak is dan 0 °C), in M62 van 173.3 bar tot 11.76 bar (dauwpunt van de ammoniak is dan 30 °C).

Na de flash tanks V57/V61 wordt de druk van het ammoniak verder gereduceerd tot 2.56 bar.

De totale productstroom (str.nr. 93) bestaat uit 0.96 kg/s aan ammoniakdamp en 11.12 kg/s aan vloeibaar ammoniak van -13.15 °C.

8 Vastlegging van de enthalpie referentie in de ammoniak synthese sectie.
 Voor str.nr. 96 geldt:

Voor stikstof en waterstof: $\frac{99904.2 \times 28}{24 \times 3600 \times 9.56} \times (11597.3 + 23.5) = 376239.2 \text{ KW}$

Voor de ammoniak geldt: $\frac{12629.4}{24 \times 3600} \times 17 \times -1730.5 = -4300.2 \text{ KW}$

De mengentropie term: $= 359.1 \text{ KW}$

De enthalpie van str.nr. 96 $= 372298.1 \text{ KW} +$

V Het ammoniakkoelsysteem; koppeling met het compressorblok C31/C44.

- 1 In de warmtewisselaar H30 wordt 1317.0 KW overgedragen op 9.56 kg/s koude stikstof.

De koude stikstof komt H30 binnen met een temperatuur van -178°C , de temperatuur waarmee de stikstof de warmtewisselaar verlaat volgt uit:

$$\frac{9.56 \times 4.1868}{28} \times \int_{95.15}^T (6.50 + 0.001 \times T) dT = 1317.0$$

dus $T = 233.4 \text{ K} = -39.75^{\circ}\text{C}$

- 2 In de warmtewisselaar H13 wordt 383.7 KW aan warmte overgedragen op het stikstofgas.

De temperatuur waarmee de stikstof de warmtewisselaar verlaat volgt uit:

$$\frac{9.56 \times 4.1868}{28} \times \int_{233.4}^T (6.50 + 0.0001 \times T) dT = 383.7$$

dus $T = 273.15 \text{ K} = 0^{\circ}\text{C}$

- 3 Door wat warmte inlek zal de temperatuur van het gas beslist hoger dan 0°C zijn.

Bij een warmte inlek van 47.4 KW wordt de eindtemperatuur van het gas 4.9°C .

- 4 In de compressoren C31/C34/C36 wordt de stikstof gecomprimeerd van: 1.01 bar naar 2.95 bar naar 8.68 bar naar 21.0 bar.

Na de compressortussenkoeler H37 is de temperatuur van het stikstof 25°C en de enthalpiestroom 2937.0 KW.

Deze stikstofstroom wordt opgemengd met de waterstofstroom van 25°C en 21 bar uit de PSA unit.

Het synthesegas dat de compressor C39 binnen gaat is equivalent met een enthalpiestroom van 11512.5 KW.

De energie termen van het compressorblok halen we uit het (T-S) diagram van stikstof resp. druk-enthalpie diagram van waterstof.

Voor het compressorblok geldt:

enthalpie toename via:

C31 = 811.3 KW
C34 = 811.3 KW
C36 = 811.3 KW
C39 = 4418.7 KW
C44 = 4561.8 KW

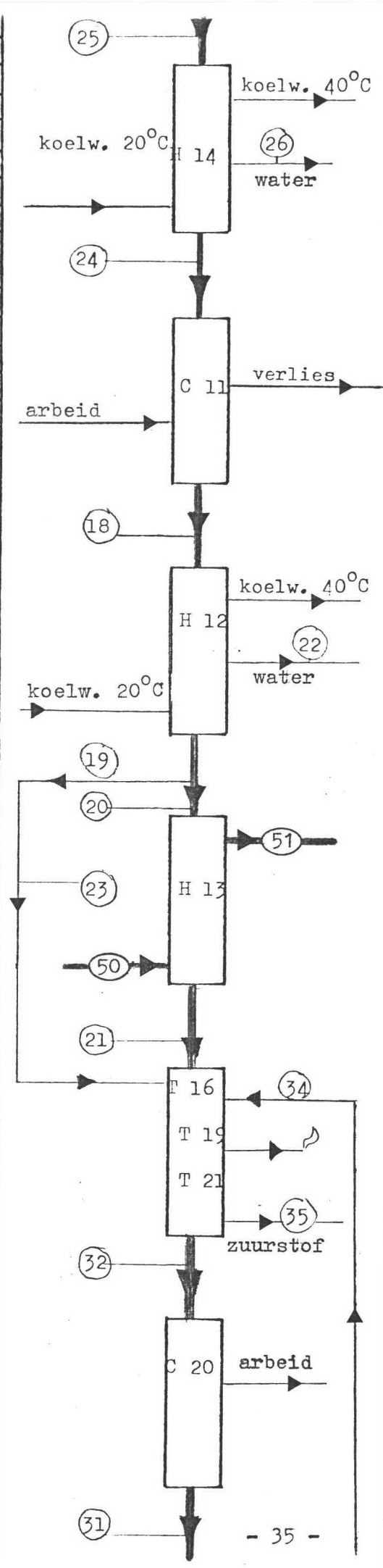
enthalpie afname via:	H33 = 647.8 KW	benodigd koelwater:	7.75 kg/s
	H35 = 803.6 KW		9.61 kg/s
	H37 = 803.6 KW		9.61 kg/s
	H38 = 4421.5 KW		52.85 kg/s
	H45 = 4474.2 KW		53.51 kg/s

De enthalpiestroom die de olieafscheider M46 (heeft veiligheidsfunctie, inprincipe verliest een turbocompressor geen olie) binnen gaat is:

$$11512.5 + 4418.7 + 4561.8 - 4421.5 - 4474.2 = 11597.3 \text{ KW}$$

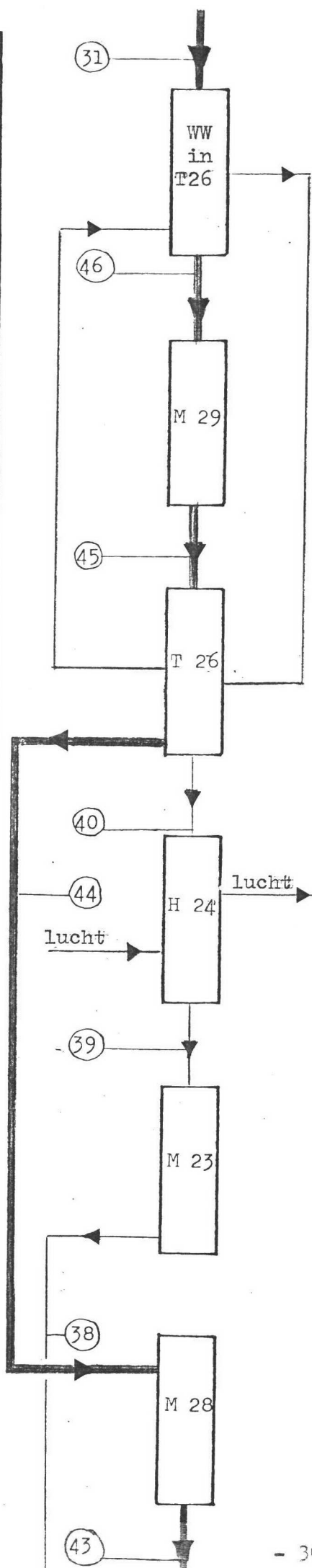
(Dit is in overeenstemming met de enthalpie tabellen voor 23.5 KW lager dan 30°C)

		13.54 8629.0
17.46	9409.2	
		13.48 7111.3
	1456.2	
		13.48 8422.1
16.20	8730.2	
		13.46 7032.5
		12.25 6400.3
		1.21 632.2
		12.25 6016.6
		12.23 5870.4
WW ontbreekt!		12.23 3003.6
		12.23 3400.3



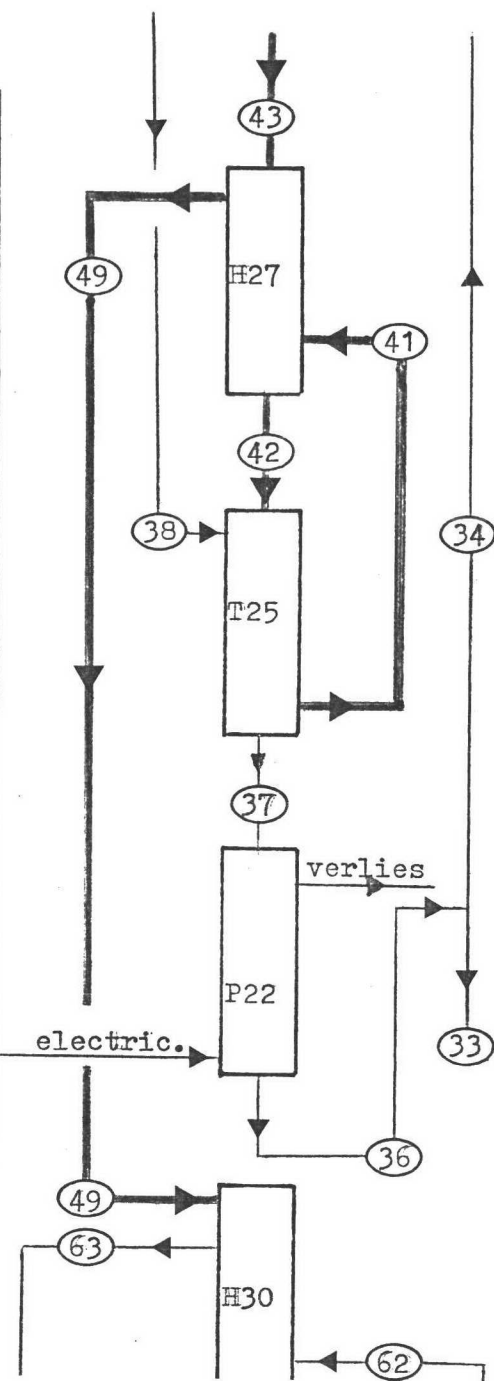
		17.46	10893.3
		0.06	33.6
			145.7
		16.20	10107.2
		0.02	12.3
			383.7
		1.25 383.1	
		1.23	656.7
		1.25	504.8
WW ontbreekt!			2073.4
			396.7

	12.23 3400.3
	15.51 Q
	12.23 2644.4
	12.23 2644.4
	15.51 Q
	6.22 1473.3
	5.96 1927.0
ΔQ	
	6.22 1985.8
	6.22 1985.8
	5.96



	15.51 Q - 755.9
	15.51 Q - 755.9
	$\Delta Q - 512.5$

		5.96
		1927.0
		9.53
		3099.2
		5.96
		1731.6
		6.22
		1985.8
		2.67
		813.6
	6.4	
WW ontbreekt		
		9.53
	2073.4	5172.6
185.68	339223.8	



	9.53	2903.8
	1.25	383.1
		1.6
	1.42	435.3
	2.67	818.4
	9.53	5172.6
185.67	339223.4	

Naar de volgende sectie gaat:

11.59 kg/s

De enthalpie van de stromen is:

str. nr. 33

1.42 kg/s

435.3 KW

De uitgaande stromen zijn:

str.nr. 49

9.53 kg/s

5172.6 KW

str.nr. 56

2.05 kg/s

8575.5 KW

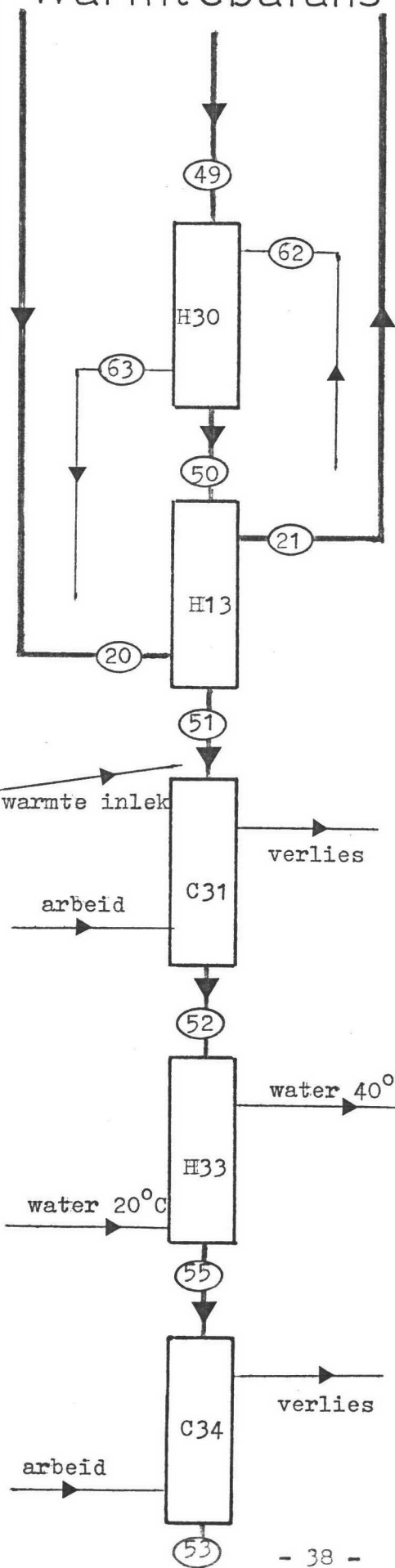
11.58 kg/s

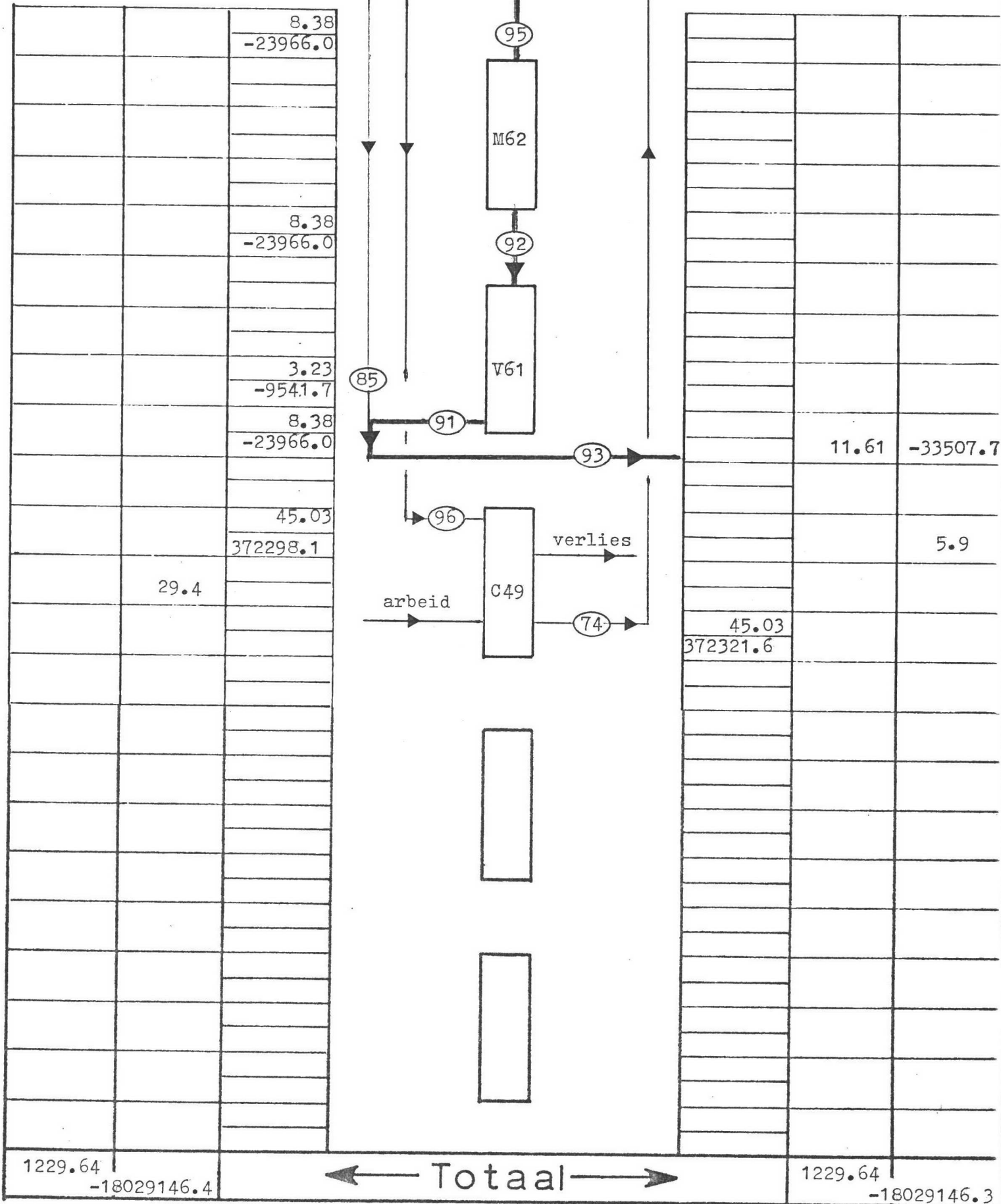
13748.1 KW

In H13 wordt 383.7 KW naar de volgende sectie getransporteerd.

Balans over het fabrieksgedeelte na H27. De enthalpieën hebben als referentie de elementen in gasvormige toestand bij 0 K en 0 bar.

IN		Voorwaarts	Massa - en Warmtebalans			Retour	UIT	
M	Q	M				M	M	Q
		Q				Q		
9.56	1010.0							
		7.44						
		-22289.4						
		9.56						
		2327.0						
In van vorige secties:								
	383.7							
		12.25						
		3422.9						
		9.56						
		2710.7						
	47.4							
	1014.0							202.7
		9.56						
		3569.4						
7.75							7.75	
-115189.0							-114541.2	
		9.56						
		2921.6						
	1014.0							202.7
		9.56						
		3732.9						





Massa in kg/s
Warmte in kW

Bijlage I

Liquefaction van lucht.

We beschouwen de scheiding van lucht. We maken puur stikstof. Het blijkt dat het zuurstofprodukt geen grotere zuiverheid kan halen dan 95%, hiervan is 1.3% argon, de rest is stikstof. Wij beschouwen de scheiding van lucht als een binair mengsel. Door deze aanname wordt $x = 0.037$, x is de molfractie stikstof.

Optimale refluxverhouding.

Bovenste kolom ($p = 1 \text{ atm.}$).

$$q = 0: \quad R_{\min} = \frac{x_D - y_s^*}{y_s^* - x_s^*} = \frac{0.99997 - 0.620}{0.620 - 0.282} = 1.124$$

$$R_{\text{opt.}} = 1.5 \times R_{\min} = 1.686$$

Benedenste kolom ($p = 5 \text{ atm.}$).

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_s^*}{y_s^* - x_s^*} = \frac{0.99997 - 0.858}{0.858 - 0.700} = 0.8985$$

$$R_{\text{opt.}} = 1.75 \times R_{\min} = 1.572$$

Zie voor de bepaling van het aantal schotels de figuren I.1 en I.2

Voor bepaling van van het aantal schotels in de pinch volgen hieronder de tabellen.

Bovenste kolom.

helling werklijn : 0.628.

helling evenwichtslijn: 0.28

schotel	y	x
1	0.99997	0.99989
2	.99993	.99976
3	.99985	.99946
4	.99966	.9988
5	.99924	.997
6	.9983	.994
7	.996	.986
8	.991	.969
9	.981	.932

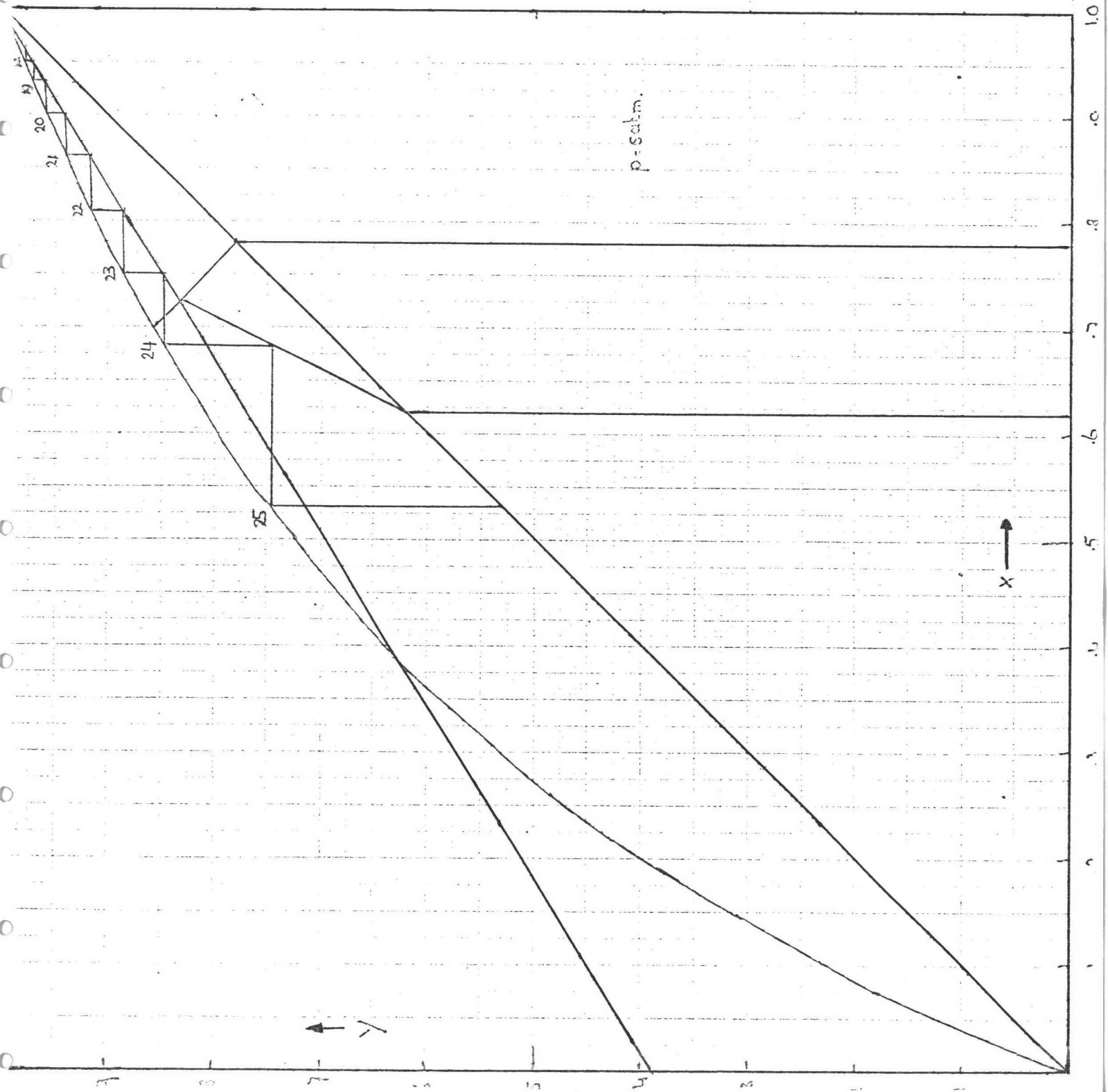
Onderste kolom

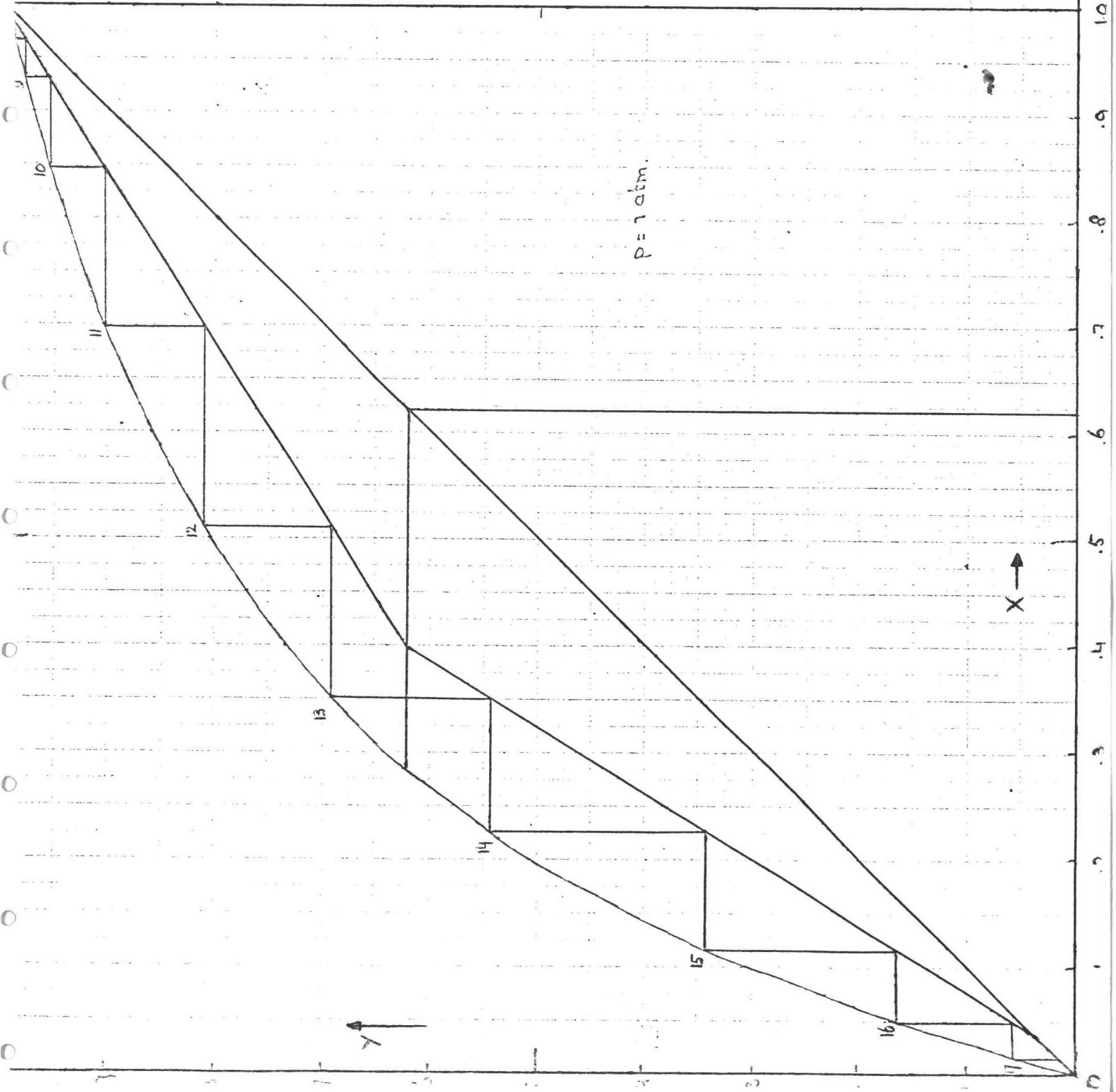
helling werklijn : 0.615

helling evenwichtslijn: 0.42

schotel	y	x
1	0.99997	0.99993
2	.99996	.99990
3	.99994	.99985
4	.99991	.99978
5	.99986	.99967
6	.99980	.99952
7	.99970	.99930
8	.99957	.9990
9	.99937	.9985
10	.99907	.9978
11	.9986	.9967
12	.9980	.995
13	.9971	.993
14	.9957	.990
15	.994	.985
16	.991	.978
17	.987	.968
18	.980	.953

Fig. 4.1.2





P, s atm		T (K)
x	y	
0	0	94.23
10	.117	94.98
20	.221	95.94
30	.342	96.94
40	.473	98.15
50	.625	99.44
60	.802	100.88
70	1.000	102.51
80	1.202	104.36
90	1.423	106.49
95	1.578	107.69
1.0	1.0	108.93

T (K)

120

110

100

90

80

75

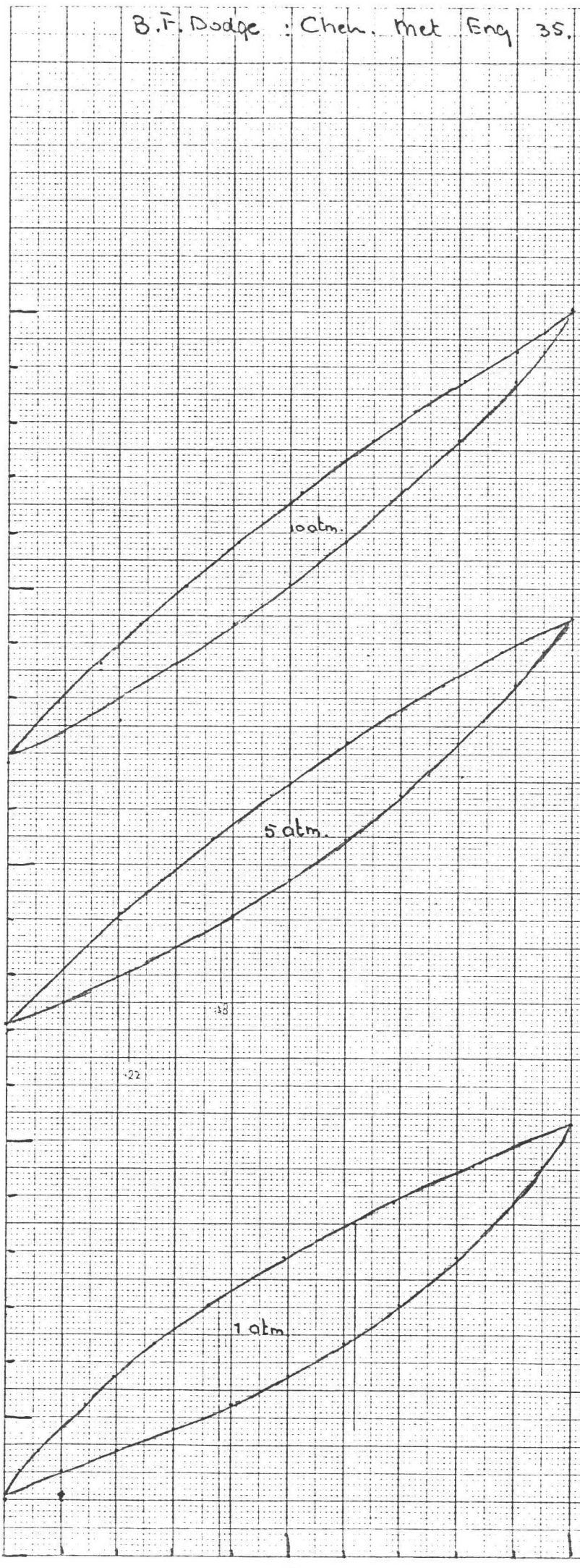
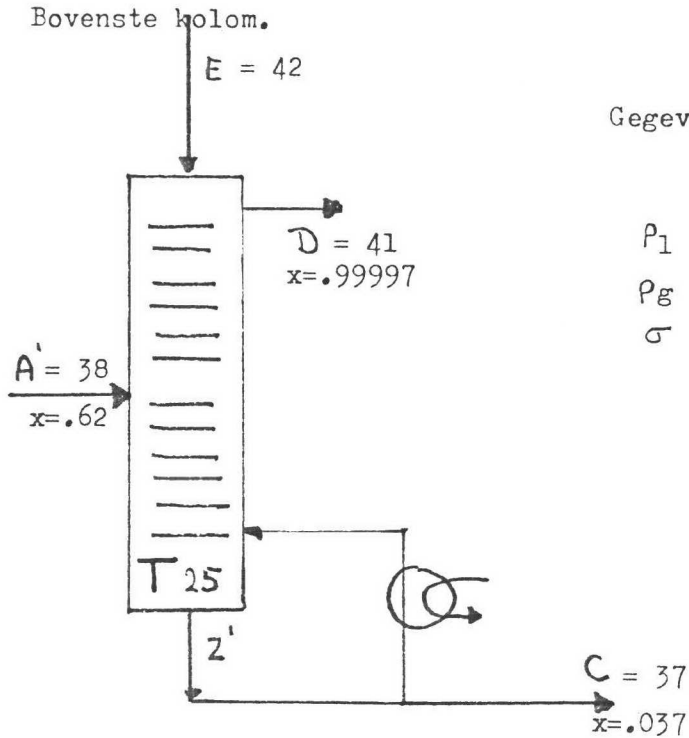


fig 1.3



Gegevens. (Perry, 7)

	N ₂ (77K)	O ₂ (90K)
ρ_l	808 kg/m ³	1141 kg/m ³
ρ_g	4.6 "	4.4 "
σ	8.85 dyne/cm	13.2 dyne/cm

$R = 1686$

top: $L/G = R/R+1 = 0.63$

$L = .63 \times G = 18.45 \times 10^3 \text{ kmol/d} = 21.5 \text{ t/h.}$

$D = G = 34.3 \text{ t/h geeist}$

$E = L$

Berekening van A'

$E + .62 A' = D + .037 C$

$.38 A' = .963 C -$

$E + .24 A' = D - .926 C$

$18.4 \cdot 10^3 + .24 A' = 29.4 \cdot 10^3 - .926 C$

$.24 A' = 11.0 \cdot 10^3 - .926 C$

$A' = 45.8 \cdot 10^3 - 3.86 C$

$A' = 11.0 \cdot 10^3 + C -$

$0 = 34.8 \cdot 10^3 - 4.86 C$

$C = 7.2 \cdot 10^3 \text{ kmol/d}$

$A' = 18.2 \cdot 10^3 \text{ kmol/d.}$

De dampstroom is in de hele kolom gelijk op kg basis.

$G = 25.7 \cdot 10^3 \text{ kmol/d}$

$Z' = G + C = 32.9 \cdot 10^3 \text{ kmol/d} = 43.7 \text{ t/h.}$

top; $L/G = \frac{21.5}{34.5} = 0.63$

bodem; $L/G = \frac{43.7}{34.3} = 1.27$

Top dampbelasting: $34.3 \text{ t/h} = 34300/3600 = 9.53 \text{ kg/s} = 9.53/4.6 = 2.07 \text{ m}^3/\text{s}$

$$\phi = \frac{u_1 \sqrt{\rho_1/\rho_g} \times \rho_1/\rho_g \times \rho_g/\rho_1}{u_g} = L/G \sqrt{4.6/808} = .0475$$

Bodem dampbelasting: $9.53 \text{ kg/s} = 9.53 / 4.4 = 2.17 \text{ m}^3/\text{s}$.

$$L/G \sqrt{\rho_g/\rho_1} = 1.27 \sqrt{4.4/1141} = .079.$$

$$H_w = 20 \text{ mm}$$

$$H_s = 16 \text{ cm}$$

$$s = 3 \text{ mm}$$

$$\text{top } \phi = .0475 \text{ met } (10) \lambda_{\max} = 0.040 \text{ m/s.}$$

$$\text{bodem } \phi = .079 \text{ met } (10) \lambda_{\max} = 0.040 \text{ m/s.}$$

$$\text{bodem. } \lambda = u_g \left[\frac{\rho_g}{\rho_1 - \rho_g} \right]^{1/2} = u_g \left(\frac{\rho_g}{\rho_1} \right)^{1/2}; \quad u_{g\max} = 0.040 (1141/4.4)^{0.5} = .64 \text{ m/s}$$

$$.75 \times u_{g\max} = .48 \text{ m/s.}$$

Dampstroom is $2.17 \text{ m}^3/\text{s}$

$$u_g = .48 \text{ m/s} \quad D_k = 2.40 \text{ m}$$

$$\text{top } u_{g\max} = .040 (808/4.6)^{0.5} = .53 \text{ m/s}$$

$$\text{dampstroom is } 2.07 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$u_g = .75 \times u_{g\max} = .40 \text{ m/s.} \quad D_k = 2.57 \text{ m}$$

Wij maken de diameter van de hele kolom 2.50 m .

$$u_g = .42 \text{ m/s top } 79\% u_{g\max}$$

$$u_g = .44 \text{ m/s bodem } 74\% u_{g\max}$$

$$F = 6.4 \% \quad F_{B.A.} = .064/.88 = 0.073 \quad \text{totale opp.} = 4.91 \text{ m}^2$$

$$\text{Bubbling Area} = .88 \times 4.91 = 4.32 \text{ m}^2.$$

$$\text{top } u_1 = 21500/3600 \times 808 \times 4.32 = .00171 = 1.71 \text{ mm/s.}$$

$$\text{bodem } u_1 = 43700/3600 \times 1141 \times 4.32 = 2.46 \text{ mm/s.}$$

Drukval:

$$\Delta P_{\text{tot}} = .5 \rho_g (u_g/F/C_D) + g \rho_l h_l$$

$$b = .5/.88 = .568$$

$$\psi = \phi/b$$

$$h_l = .60 H_w^{.5} \psi^{.25} s^{.25}$$

$$\phi_t = .0475 \rightarrow \psi = .084 \quad \psi^{.25} = .538$$

$$\phi_b = .079 \rightarrow \psi = .139 \quad \psi^{.25} = .611$$

$$H_w = 20 \text{ mm} = .020 \quad H_w^{.5} = .141$$

$$s = 3 \text{ mm} = .003 \quad s^{.25} = .234$$

$$h_{lt} = .011 \text{ m}$$

$$h_{lb} = .012 \text{ m}$$

I.5

$$\Delta H = 0.5 \rho_g / g \rho_l \times \frac{u_g^2 / F^2}{C_D^2}$$

$$u_{g\text{top}} = 2.07 / 4.32 = .48 \text{ m/s}$$

$$u_{g\text{bodem}} = 2.17 / 4.32 = .50 \text{ m/s}$$

$$\Delta H_t = 0.5 \times \frac{4.6}{9.81 \times 808} \times \left(\frac{.48 / .073}{.67} \right)^2 = .028 \text{ m} + h_{1t} = .037 \text{ m}$$

$$\Delta H_b = 0.5 \times \frac{4.4}{9.81 \times 1141} \times \left(\frac{.50 / .073}{.67} \right)^2 = .021 \text{ m} + h_{1b} = .033 \text{ m}$$

valpijp:

$$\text{top: } h_s = \frac{1}{2 \times 9.81} \times \left[\frac{0.25}{0.55} \right]^2 = 0.010 \text{ m}$$

$$\text{bodem: } h_s = \frac{1}{2 \times 9.81} \times \frac{0.45^2}{0.55} = 0.034 \text{ m}$$

$$\text{top } \Delta H_{\text{tot}} = h_s + h_1 + \Delta H = 0.010 + 0.011 + 0.037 = 0.058 \text{ m}$$

$$\text{bodem } \Delta H_{\text{tot}} = 0.034 + 0.012 + 0.033 = 0.079 \text{ m}$$

doorregengrens:

$$0.5 \rho_g u_{\text{ggat}}^2 = f (h_1 \cdot \rho_l \cdot g)$$

$$\text{bodem: } h_1 = .012 \times 1141 \times 9.81 = 139.3 \text{ N/m}^2.$$

$$\text{stuwdruk} = 50 \text{ N/m}^2 = 0.5 \rho_g u_{\text{ggat}}^2 \rightarrow u_{\text{ggat}} = \left(\frac{2 \times 50}{4.4} \right)^{0.5} = 4.77 \text{ m/s.}$$

$$u_g = 4.77 \times .064 = .31 \text{ m/s}$$

Dit is 48 % van de maximale belasting.

en 69 % van de ontwerp belasting. De flexibiliteit is niet zo groot.

$$E_{\text{pog}} = 1 - \exp(-N_{\text{og}})$$

$$N_{\text{og}} = \frac{k_{\text{og}} \cdot a}{u_g}$$

$$1/k_{\text{og}} = 1/k_g + 1/k_1$$

$$\text{top } k_g \sim 0.13 / \rho_g = 0.13 / 4.6 = 0.028 \text{ m/s.}$$

$$\text{bodem } k_g \sim 0.13 / 4.4 = 0.030 \text{ m/s.}$$

$$\text{top } k_1 = \frac{2.6 \cdot 10^{-5}}{(\eta_1)^{0.25}}$$

$$\eta_1 (N_2) = 15.34 \cdot 10^{-5} \text{ Ns/m}^2$$

$$\eta_1 (O_2) = 18.82 \cdot 10^{-5} \text{ Ns/m}^2$$

$$k_1 = 2.34 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

$$\text{bodem: } k_1 = 2.22 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

$$\text{top: } m = \frac{K \cdot \rho_g}{\rho_l} = .28 \times 4.6 / 808 = 1.59 \cdot 10^{-3}$$

$$1/k_{\text{og}} = \frac{1}{0.028} + \frac{1.59 \cdot 10^{-3}}{2.34 \cdot 10^{-4}} = 42.52 \quad k_{\text{og}} = 2.35 \cdot 10^{-2}$$

$$\text{bodem: } m = K \frac{\rho_g}{\rho_l} = 2.722 \times 4.6/1141 = 1.1 \cdot 10^{-2}$$

$$1/k_{og} = \frac{1}{0.030} + \frac{1.1 \cdot 10^{-2}}{2.22 \cdot 10^{-4}} = 33.33 + 49.41 = 82.74 \quad k_{og} = 1.2 \cdot 10^{-2}$$

$$\text{top } \phi = 0.0475 \rightarrow \frac{a}{u_g \left[\frac{\rho_g h_1}{\sigma} \right]^{0.5}} = 19$$

$$\text{bodem } \phi = 0.079 \rightarrow \frac{a}{u_g \left[\frac{\rho_g h_1}{\sigma} \right]^{0.5}} = 21.5$$

$$\text{top } u_g \left[\frac{\rho_g h_1}{\sigma} \right]^{0.5} = .48(4.6 \times .011/8.85 \cdot 10^{-3})^{0.5} = 1.148$$

$$a = 19 \times 1.148 = 21.8 \text{ m}^2/\text{m}^2$$

$$\text{bodem } = .50(4.4 \times .012/13.2 \cdot 10^{-3})^{0.5} = 1.0$$

$$a = 21.5 \text{ m}^2/\text{m}^2.$$

$$\text{top } N_{og} = k_{og} a/u_g = 2.35 \cdot 10^{-2} \times 21.8 / .48 = 1.067 \quad E_{p,og} = 1 - \exp(-N_{og}) = .656$$

$$\text{bodem } N_{og} = 1.21 \cdot 10^{-2} \times 21.5 / .50 = .520 \quad E_{p,og} = .406$$

$$\text{top } S = KC/L = .28 / .63 = .444$$

$$\text{bodem } S = 3.20 / 1.27 = 2.5$$

$$\text{top } E_{m,og} = 1/S \left[\exp(S \cdot E_{p,og}) - 1 \right] = 1/.444 \left[\exp(.444 \times .656) - 1 \right] = 0.762$$

$$\text{bodem } E_{m,og} = 1/2.5 \left[\exp(2.5 \times .406) - 1 \right] = .704$$

Hebben we propstroom?

$$\text{top } Bo = u_1/u_g \left[\rho_l/\rho_g \right]^{0.5} \times l/bh_1 = 10 \cdot \psi \cdot l/bh_1 \quad l \sim 1 \text{ m.}$$

$$10 \times .084 / .569 \times .011 = 134 \text{ propstroom.}$$

$$\text{bodem } 10 \times .139 / .568 \times .012 = 204 \quad \text{" "}$$

$$\text{top } E_o = \frac{\log \left[1 + E_{m,og} (S-1) \right]}{\log S} = \frac{\log \left[1 + .762 (.444 - 1) \right]}{\log .444} = .678$$

$$\text{bodem } E_o = \frac{\log 1 + .704 (2.5 - 1)}{\log 2.5} = .787$$

$$\text{top } N_{actueel} = 13 / .678 = 19.2 \rightarrow 20$$

$$\text{bodem } N_{actueel} = 3 / .787 = 3.8 \rightarrow 4$$

23 schotels + 1 verdamper.

I.7

Oppervlakte doorsnede van de kolom is 4.91 m^2 .

valpijp opp. = 6 %

bodem: $q_1 = 43700/3600 \times 1141 = 10.64 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$

opp. valpijp = $0.06 \times 4.91 = .2946 \text{ m}^2$

u_1 valpijp = $3.61 \cdot 10^{-2} \text{ m/s}$

u_1 spleet = 0.45 m/s

$b = 0.5 \text{ m/m}^2 = .5 \times 4.91 = 2.45 \text{ m}$ overlooptlengte.

Opp. spleet

$$10.64 \cdot 10^{-3} / 0.45 = 2.36 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2.$$

$$s \times b = 2.36 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2 \rightarrow s = 2.36 \cdot 10^{-2} / 2.45 = 0.010 \text{ m}$$

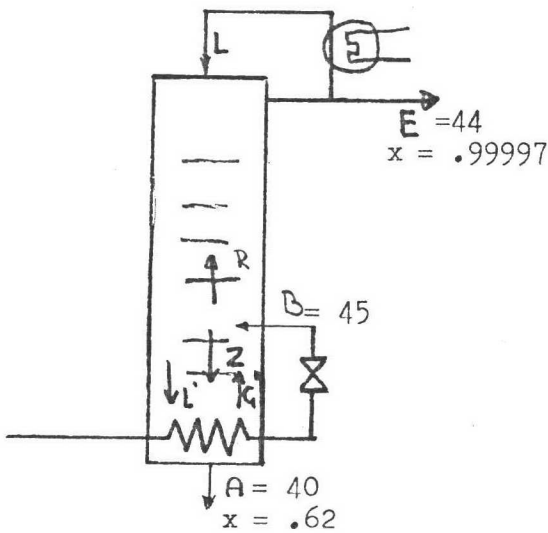
top: $q_1 = 21500/3600 \times 808 = 7.39 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$

u_1 valpijp = $2.51 \cdot 10^{-2} \text{ m/s}$

u_1 spleet = 0.25 m/s .

opp. spleet $7.39 \cdot 10^{-3} / 0.25 = .012 \text{ m}$

Onderste kolom ($p = 5 \text{ atm}$).



$$A = 22.4 \text{ t/h} = 18.2 \cdot 10^3 \text{ kmol/d}$$

$$E = 21.5 \text{ t/h} = 18.4 \cdot 10^3 \text{ kmol/d}$$

$$B = 44.1 \text{ t/h} = 36.6 \cdot 10^3 \text{ kmol/d}$$

Gegevens (7)

($\text{N}_2, 5 \text{ atm}, 94\text{K}$)

$$\rho_g = 20.67 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_l = 724 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma = 6.16 \cdot 10^{-3} \text{ N/m}$$

($\text{O}_2, 5 \text{ atm}, 109\text{K}$)

$$\rho_g = 20.14 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_l = 868 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma = 13.2 \cdot 10^{-3} \text{ N/m}$$

$$G = E$$

$$L/G = 1.572; \quad L = 1.572 \times E = 34.3 \text{ t/h} = 29.4 \cdot 10^3 \text{ kmol/d}$$

$$L/G = R/R+1 = .6112; \quad G = 55.8 \text{ t/h}$$

Condensor-verdamper.

Hiervoor geldt dat wat in de onderste kolom condenseert in de bovenste kolom aan warmte moet worden opgenomen voor de verdamping.

$$R - E = C - Z'$$

$$L = -G$$

$$-29.4 \cdot 10^3 \times 19 \times 28 = -25.7 \cdot 10^3 \times 19 \times 32$$

$$-1.56 \cdot 10^7 \text{ kcal/d} = -1.56 \cdot 10^7 \text{ kcal/d}$$

(Dus 755.9 KW)

$$\text{top } L/G = 34.3/55.8 = .6146$$

$$\text{bodem } L/G = 78.2/55.8 = 1.40$$

dampbelasting.

$$\text{top } 55.8 \text{ t/h} = 55800/3600 = 15.5 \text{ kg/s} = 15.5/20.07 = 0.75 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\phi = u_1/u_g \sqrt{\rho_1/\rho_g} \times \rho_1/\rho_g \times \rho_g/\rho_1 = L/G \sqrt{\rho_g/\rho_1} = .6146 \sqrt{20.67/724} = .104$$

$$\text{bodem: } 15.5 \text{ kg/s} = 15.5/20.14 = 0.77 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\phi = L/G \sqrt{\rho_g/\rho_1} = 1.40 \sqrt{20.14/868} = .213$$

$$\text{top } \phi = .104 \text{ met } (10) \rightarrow \lambda_{\text{max}} = .044 \times \left(\frac{\sigma}{20 \cdot 10^{-3}}\right)^{0.2} = .035$$

$$\text{bodem } \phi = .213 \text{ met } (10) \rightarrow \lambda_{\text{max}} = .042 \times \left(\frac{\sigma}{20 \cdot 10^{-3}}\right)^{0.2} = .036$$

$$\text{top } \lambda = u_g \left[\frac{\rho_g}{\rho_1} - \frac{\rho_g}{\rho_g}\right]^{.5} = u_g \left(\frac{\rho_g}{\rho_1}\right)^{.5} \rightarrow u_{g\text{max}} = .035 (724/20.67)^{.5} = .21 \text{ m/s}$$

$$\text{bodem } u_{g\text{max}} = .036 (868/20.14)^{.5} = .24 \text{ m/s}$$

$$\text{top } u_g = .75 \times u_{g\text{max}} = .16 \text{ m/s}$$

$$\text{bodem } u_g = .75 \times u_{g\text{max}} = .18 \text{ m/s}$$

Oppervlakte.

$$\text{top } 0.75/0.16 = 4.69 \text{ m}^2 \quad D_k = 2.44 \text{ m}$$

$$\text{bodem } 0.77/0.18 = 4.28 \text{ m}^2 \quad D_k = 2.33 \text{ m}$$

$$\text{Maak de hele kolom } 2.50 \text{ m} \quad \text{Opp.} = 4.91 \text{ m}^2.$$

$$\text{top } u_g = 0.75/4.91 = .15 \text{ m/s}$$

$$\text{bodem } u_g = 0.77/4.91 = .16 \text{ m/s}$$

$$F = 6.4 \%$$

$$F_{\text{B.A.}} = .064/.88 = .073$$

$$\text{Bubbling Area} = .88 \times 4.91 = 4.32 \text{ m}^2$$

$$u_{1t} = 34300/3600 \times 724 \times 4.32 = 3.05 \text{ mm/s}$$

$$u_{1b} = 63600/3600 \times 868 \times 4.32 = 4.71 \text{ mm/s}$$

Drukval: $\Delta H = 0.5 \rho_g / \rho_l g \times (u_g / FC_D)^2 + h_l$

$$h_l = 0.60 H_w^{0.5} \Psi^{0.25} s^{0.25}$$

$$\Psi = \phi / b; \quad b = .75 / .88 = .852$$

$$\phi_t = .104 \rightarrow \Psi = .122 \quad \Psi^{0.25} = .591$$

$$\phi_b = .214 \rightarrow \Psi = .250 \quad \Psi^{0.25} = .707$$

$$H_w = 20 \text{ mm} = .020 \text{ m} \quad H_w^{0.5} = .141$$

$$s = 3 \text{ mm} = .003 \text{ m} \quad s^{0.25} = .234$$

$$h_{lt} = .012$$

$$u_{gt} = .75 / 4.32 = .17 \text{ m/s}$$

$$h_{lb} = .014$$

$$u_{gb} = .77 / 4.32 = .18 \text{ m/s}$$

top $\Delta H_t = 0.5 \times (20.67 / 9.81 \times 724) (.17 / .073 \times .67)^2 = .018 \text{ m}$

bodem $\Delta H_b = 0.5 \times (20.14 / 9.81 \times 868) (.18 / .073 \times .67)^2 = .016 \text{ m}$

top $\Delta H = .018 + .012 = .030 \text{ m}$

bodem $\Delta H = .016 + .014 = .030 \text{ m}$

valpijp: $h_s = 1/2g (u_{lspleet} / C_D)^2 = 1/2 \times 9.81 (.50 / .55)^2 = .042 \text{ m}$

bodem.

top $\Delta H_{tot} = h_s + h_l + \Delta H = .042 + .012 + .030 = .084 \text{ m}$

bodem $\Delta H_{tot} = h_s + h_l + \Delta H = .042 + .014 + .030 = .086 \text{ m}$

doorregengrens.

$$0.5 g u_{ggat}^2 = f (h_l \rho_l g)$$

top $.012 \times 724 \times 9.81 = 85 \text{ N/m}^2$

volgens (10) $\Delta H + h_a > h_l$ $h_a =$ drukverlies door opp. spanning.

bodem $h_l = .014 \text{ m} \rightarrow h_l \rho_l g = .014 \times 868 \times 9.81 = 120 \text{ N/m}^2$

stuwdruk is $54 \text{ N/m}^2 = 0.5 g u_{ggat}^2$

$$u_{ggat} = (2 \times 54 / 20.14)^{0.5} = 2.32 \text{ m/s}$$

$$u_g = 2.32 \times .064 = .15 \text{ m/s}$$

$$E_{p.og} = 1 - \exp(-N_{og})$$

$$N_{og} = k_{og} a / u_g$$

$$1/k_{og} = 1/k_g + m/k_l$$

top $k_g \sim 0.13 / \rho_g = .13 / 20.67 = .0063 \text{ m/s}$

bodem $k_g \sim 0.13 / \rho_g = .13 / 20.14 = .0065 \text{ m/s}$

$$\eta_1(N_2) = 73.83 \times 10^{-6} \text{ N s/m}^2 \text{ (98K)}$$

$$\eta_1(N_2) = 81.83 \times 10^{-6} \text{ N s/m}^2 \text{ (98K, 5atm.)}$$

$$\eta_1(O_2) = 159.5 \times 10^{-6} \text{ N s/m}^2 \text{ (98K, 5atm.)}$$

$$\eta_{lmegsel} = 79.9 \times 10^{-6} \text{ N s/m}^2$$

$$\text{top } k_1 = 2.6 \cdot 10^{-5} / \rho_1^{.25} = 2.6 \cdot 10^{-5} / 9.51 \cdot 10^{-2} = 2.73 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

$$\text{bodem } k_1 = 2.6 \cdot 10^{-5} / 9.36 \cdot 10^{-2} = 2.78 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

$$\text{top } m = K \rho_g / \rho_1 = .42 \times 20.67 / 724 = 1.20 \cdot 10^{-2}$$

$$1/k_{og} = 1/.0063 + 1.20 \cdot 10^{-2} / 2.73 \cdot 10^{-4} = 203 \quad k_{og} = 4.93 \cdot 10^{-3}$$

$$\text{bodem } m = .578 \times 20.14 / 868 = 1.34 \cdot 10^{-2}$$

$$1/k_{og} = 1/.0065 + 1.34 \cdot 10^{-2} / 2.78 \cdot 10^{-4} = 202 \quad k_{og} = 4.95 \cdot 10^{-3}$$

$$\text{top } \phi = .104 \rightarrow a / u_g (\rho_g h_1 / \sigma)^{.5} = 23.5$$

$$\text{bodem } \phi = .213 \rightarrow a / u_g (\rho_g h_1 / \sigma)^{.5} = 31.5$$

$$\text{top } u_g (\rho_g h_1 / \sigma)^{.5} = .17 (20.67 \times .012 / 5.1 \cdot 10^{-3})^{.5} = 1.186$$

$$a = 23.5 \times 1.186 = 27.9 \text{ m}^2/\text{m}^2 \quad \sigma(N_2) = 5.1 \text{ dyne/cm. } 97K$$

$$\sigma(O_2) = 11.0 \text{ dyne/cm } "$$

$$\sigma \text{ mengsel} = 6.7 \text{ dyne/cm } "$$

$$\text{bodem } u_g (\rho_g h_1 / \sigma)^{.5} = .18 (20.14 \times .014 / 6.7 \cdot 10^{-3})^{.5} = 1.168$$

$$a = 31.5 \times 1.168 = 36.8 \text{ m}^2/\text{m}^2$$

$$\text{top } N_{og} = k_{og} a / u_g = 4.93 \cdot 10^{-3} \times 27.9 / .17 = .809$$

$$E_{p.og} = 1 - \exp(-N_{og}) = .555$$

$$\text{bodem } N_{og} = 4.95 \cdot 10^{-3} \times 36.8 / .18 = 1.012$$

$$E_{p.og} = .637$$

$$\text{top } S = KG/L = .42 \times 1 / .6112 = .683$$

$$\text{bodem } S = .578 / 1.40 = .413$$

Hebben we propstroom?

$$\text{top } Bo = 10 \psi l / b h_1 = 10 \times .122 \times l / .852 \times .012 = 119$$

$$\text{bodem } Bo = 10 \times .213 \times l / .852 \times .014 = 179$$

Er is propstroom.

$$\text{top } E_{m.og} = 1/S [\exp(S \cdot E_{p.og}) - 1] = 1/.683 [\exp(.683 \times .555) - 1] = 0.675$$

$$E_o = \frac{\log[1 + E_{m.og}(S - 1)]}{\log S} = \frac{\log[1 + .675(.683 - 1)]}{\log .683} = 0.632$$

$$\text{bodem } E_{m.og} = 1/.413 [\exp(.413 \times .637) - 1] = 0.729$$

$$E_o = \frac{\log[1 + .729(.413 - 1)]}{\log .413} = .632$$

$$\text{top } N_{actueel} = 24 / .632 = 38) \quad 39 \text{ schotels} + 1 \text{ verdamper.}$$

$$\text{bodem } N_{actueel} = 1 / .632 = 2$$

Oppervlakte van de doorsnede kolom is 4.91 m^2 .

valpijp opp. = 6 %

$$q_1 = 78200/3600 \times 868 = 2.50 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{opp. valpijp} = 0.06 \times 4.91 = .2946 \text{ m}^2$$

$$u_{1\text{valpijp}} = 8.49 \cdot 10^{-2} \text{ m/s}$$

$$u_{1\text{spleet}} = 0.50 \text{ m/s}$$

$$b = .75 \text{ m/m}^2 = .75 \times 4.91 = 3.68 \text{ m overlooptlengte}$$

$$\text{opp. spleet} = 2.5 \cdot 10^{-2} / 0.5 = 5 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2$$

$$s \times b = 0.05 \text{ m}^2 \rightarrow s = 0.05/3.68 = 0.014 \text{ m}$$

Resumé

	Onderste kolom		Bovenste kolom		Dimensie
	top	bodem	top	bodem	
dampbelasting.	0.75	0.77	2.07	2.17	m^3/s
ϕ	0.104	0.213	0.0475	0.079	-
λ_{max}	0.035	0.036	0.040	0.040	m^2/s
$u_{g\text{max}}$	0.21	0.24	0.53	0.64	m/s
$.75 \times u_{g\text{max}}$	0.16	0.18	0.40	0.48	m/s
D_k	2.50	2.50	2.50	2.50	m
u_g	0.15	0.16	0.42	0.44	m/s
u_l	3.05	4.71	1.71	2.46	mm/s
h_l	0.012	0.014	0.011	0.012	m
ΔH	0.030	0.030	0.037	0.033	m
h_s	0.042	0.042	0.010	0.034	m
ΔH_{tot}	0.084	0.086	0.058	0.079	m
H_s	0.17	0.17	0.16	0.16	m
$u_{1\text{spleet}}$	0.50	0.50	0.45	0.25	m/s
s	0.014	0.014	0.012	0.010	m
k_{og}	$4.93 \cdot 10^{-3}$	$4.95 \cdot 10^{-3}$	$2.35 \cdot 10^{-2}$	$1.21 \cdot 10^{-2}$	m/s
a	27.9	36.8	21.8	21.5	m^2/m^2
N_{og}	0.809	1.012	1.067	0.520	-
$E_{p.og}$	0.555	0.639	0.656	0.406	-
S	0.683	0.414	0.444	2.5	-
Bo	119	179	134	204	-
$E_{m.og}$	0.675	0.729	0.762	0.704	-
E_o	0.632	0.632	0.678	0.787	-
N	38	2	20	4	-

Totale dimensie van de kolom.

Onderste kolom:	38 x 0.17 = 6.46 m	top
	1 x 0.17 = .17 m	bodem
	= .35 m	voeding
	= 1.00 m	verdamer.
	= .50 m	condensor.
	<u>8.50m subtotaal</u>	
Bovenste kolom	20 x 0.16 = 3.20 m	top
	3 x 0.16 = .48 m	bodem
	= .35 m	voeding
	= .35 m	top extra
	= 1.00 m	verdamer.
	<u>5.40 m subtotaal.</u>	
Hoogte	=13.90 m	Totaal
Diameter	= 2.50 m	

Isolatie van de kolom.

Polystyreen (Perry)

$$\rho = 2.9 \text{ lb./cu.ft.} = 46.4 \text{ kg/m}^3$$

$$k = 1.5 \cdot 10^{-2} \text{ BTU/(hr)(ft)(in)} = 0.026 \text{ W/mK}$$

$$dQ' = \alpha_u 2\pi r_u dl (T_u - T_1) = \lambda 2\pi dl (T_1 - T_2) / \ln(r_u/r_i)$$

$$dQ' = k_{us} dA_u (T_u - T_i)$$

$$k_{us} = \frac{1}{1/\alpha_u + d_u \ln(d_u/d_i)/2\lambda} \quad (\text{W/m}^2\text{K})$$

Voor vrije convektie aan een verticale cylinder geldt:

$$\text{Nu} = 0.13 (\text{Gr.Pr})^{.33} \quad \text{Gr.Pr} > 10^9$$

$$\text{Gr} = \frac{L^3 g \Delta \rho}{v^2 \rho_w} \quad \Delta \rho = \rho_w - \rho_{\infty} = 2 \cdot 10^{-2}$$

$$\text{Gr} = \frac{13.9^3 \times 9.81 \times 2 \cdot 10^{-2}}{(2 \cdot 10^{-2})^2 / 1.2} \times 1.2 = 1.58 \cdot 10^{12} \quad \begin{array}{l} d_u = 3.50 \text{ m} \\ d_i = 2.50 \text{ m} \end{array}$$

$$\text{Pr} = C_p \eta / \lambda = 1000 \times 2 \cdot 10^{-5} / 0.03 = 0.67$$

$$\text{Nu} = 1323.9 \rightarrow \alpha_u = \text{Nu} \lambda / d_u = 11.3 \quad k_{us} = 5.07 \cdot 10^{-2}$$

$$Q' = k_{us} dA_u (T_u - T_i) = 5.07 \cdot 10^{-2} \times 13.9 \times 2\pi \times 3.5 / 2 \times (293 - 77) = 1673 \text{ W}$$

verdampingswarmte lucht ca. 50 kcal/kmol

$$1673 \text{ W} = 3.5 \cdot 10^4 \text{ kcal/d} = 675 \text{ kmol/d} = 2.5 \%$$

Bijlage II.

Regeneratoren.

Zuurstof op 20.26 bar en een temperatuur van 134 K.

verdampen: $\Delta H = 134(1.132 - 0.865) = 35.78 \text{ kcal/kg}$

$$\phi_m = 2.67 \text{ kg/s}$$

opwarmen: $\Delta H = (288 - 134) \times 2.67 \times .22 \times 4.186 = 378.7 \text{ kW}$

zuurstof $p_{\text{uit}} = 18.23 \text{ bar}$

$$\Delta p = 1 \text{ kcal/kg} = 4.186 \text{ kJ/kg} \times 2.67 \text{ kg/s} = 11.2 \text{ kW}$$

totaal: 789.8 kW

Na het compressorblok en w.w H 13

$$P = 20.26 \text{ bar}$$

$$T = 25^\circ\text{C}$$

25°C : dampspanning van water is 23.756 mm Hg.

bij 20.26 bar: $23.756/20 \times 760 \times (18/28.88) = 9.74 \times 10^{-4} \text{ kg/kg}$ droge lucht.

$$12.23 \times 9.74 \times 10^{-4} = .012 \text{ kg/s}$$

$$\text{CO}_2 : 531.4 \text{ kg/d} = 6.15 \times 10^{-3} \text{ kg/s}$$

$$H_1 - H_s = 254(.96 - 70) = 66.04 \text{ kcal/kg} = 276.44 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H = 6.15 \times 10^{-3} \times 276.44 = 1.7 \text{ kW}$$

$$\text{H}_2\text{O} : 80 \text{ cal/g} = 80 \times 4.186 \times 9.74 \times 10^{-4} = .33 \text{ kW}$$

$$\Delta H_{\text{tot.}} = 2.0 \text{ kW.}$$

lucht: $P = 20.26 \text{ bar}$

$$\rho = 24.19 \text{ kg/m}^3$$

$$\phi_v = 12.23/24.19 = 0.51 \text{ m}^3/\text{s}$$

De toren is van aluminium om zo een betere warmteoverdracht te krijgen bij lage temperatuur.

$$\text{Al} : c_p = .9 \text{ kJ/kg K}$$

$$\rho = 2700 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma_B = 600 \text{ bar}$$

$$D = 1.00 \text{ m, } A = 0.79 \text{ m}^2, v = 0.65 \text{ m/s, } H = 6.5 \text{ m}$$

Bubbling Area 88 %.

om de 5 cm een zeefplaat.

$$65 \times 10 \times 2 + 1 = 1301 \text{ platen.}$$

de platen zijn 2,5 mm dik.

II.2

Het totale gewicht van de toren is:

platen: $0.79 \times 2.5 \times 10^{-3} \times 0.12 \times 2700 = .64 \text{ kg} \times 1301 = 832.5 \text{ kg}$
 wand: $2\pi r = 3.14 \times .02 \times 6.5 = .41 \text{ m}^3 \times 2700 = 1102.7 \text{ kg}$
 bodem + top: omtrek = $4\pi r^2 = 3.14 \times .02 \times 2700 = 170.0 \text{ kg}$
+
2105.2 kg

De dikte van de wand is: $d = PD/20\sigma_B = 20.26 \times 100/2 \times 600 = 2 \text{ cm.}$

Voor het opwarmen van de toren is nodig:

$$2105.2 \times .9 \times 25 = 47367 \text{ kW/periode}$$

Inhoud tussen de platen is $.79 \times .05 = .0395 \text{ m}^3 = 39.5 \text{ l}$

Er condenseert $0.012 \text{ kg/s H}_2\text{O}$

$$39.5/.012 = 3300 \text{ sec.}$$

Neem voor de zekerheid een periode van 1800 sec, zodat de toren niet kan verstoppem.

Voor het opwarmen is dus nodig: $47367/1800 = 26.3 \text{ kW}$

$$\Delta H (\text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2) = 2.0 \text{ kW}$$

$$28.3 \text{ kW}$$

Hiervoor is de volgende hoeveelheid lucht nodig:

$$28.3/.28 \times 4.186 \times 20 \times y \longrightarrow y = 1.21 \text{ kg/s}$$

Het volgende schakelschema voor de regeneratoren is opgesteld

tijd	T 16	T 19	T 21
10 min.	K	W	S
20	W	K	S
30	K	W	S
40	W	S	K
50	K	S	W
60	W	S	K
70	S	K	W
80	S	W	K
90	S	K	W

S = Opwarmen en sublimatie van water en kooldioxide.

K = Koeling van de lucht tot -25°C .

W = Opwarmen van de vloeibare zuurstof.

Bijlage III

Compressor.

$$W_i = \frac{k}{k-1} \times P_1 \phi_v \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right] = 1.4/.4 \times 10^5 \times 13.58/1.2 \left[(2.72)^{.286} - 1 \right]$$
$$= 1310.8 \text{ kW}$$

$$\eta = .9 \rightarrow \text{asvermogen is } 1456.5 \text{ kW}$$

$$\text{verlies} = 145.7 \text{ kW}$$

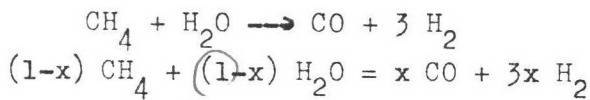
$$T_2/T_1 = (\Delta P)^{k-1/k} = 1.33$$

$$T_2 = 293 \times 1.33 = 390 \text{ K} = 117^\circ\text{C}$$

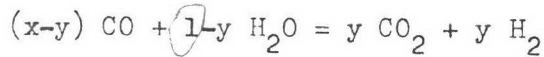
nijlage 1V.

De reformersectie.

$$K_1 = \frac{CO \times (H_2)^3 \times p^2}{CH_4 \times (H_2O) \times n^2} = 280$$



$$K_3 = \frac{x \cdot (3x)^3 \cdot p^2}{(1-x)^2 \cdot n^2}$$



Handwritten: K₃ = 1

$$K_3 = 1 = \frac{y^2}{(1-y)(x-y)} \rightarrow x = \frac{y(1-.9y)}{1-y}$$

$$x = .37$$

$$y = .59$$

		molen	% van droog gas	% van nat gas
CH ₄	1-x	.41	12.3	7.6
CO	x-y	.22	6.6	4.1
H ₂	3x+y	2.14	64.3	39.9
CO ₂	.01+y	.38	11.4	7.1
N ₂	.18	.18	5.4	3.4
H ₂ O	3-x-y	2.04		38.0

De HTS CO-shift convertor

T_{in} = 360°C 11°C verhoging per % CO aanwezig

T_{uit} = 430°C

T_{gem.} = 400°C → K_p = 11.7

$$11.7 = \frac{(.38+x)(2.14+x)}{(.22-x)(2.04-x)}$$

	molen	% van droog gas
CH ₄	.41	11.7
CO	.08	2.2
H ₂	2.30	65.5
CO ₂	.53	15.1
N ₂	.18	5.1
H ₂ O	1.87	

Van 1.19 mol aardgas ontstaat 0.655 mol H₂

Uit de CO- convertor moet 1.03 10⁵ kmol H₂/d komen.

Er is nodig 1.03 10⁵ x (1.19/2.3) = 5.33 10⁴ kmol aardgas /d

IV.2

De massastromen uit de reformer zijn:

CH ₄	.41 x 5.33 10 ⁴ /1.19 kmol	= 1.84 10 ⁴ kmol/d	= 293.8 t/d
CO	.22 "	= 9.85 10 ³ "	= 275.9 t/d
H ₂	2.14 "	= 9.59 10 ⁴ "	= 191.7 t/d
CO ₂	.38 "	= 1.70 10 ⁴ "	= 748.9 t/d
N ₂	.18 "	= 8.06 10 ³ "	= 225,7 t/d
H ₂ /	2.04/3 x 1.34 10 ⁵ kmol/d	= 9.11 10 ⁴ "	= <u>1640.2 t/d</u>
			3376.2 t/d

De massastroom uit de CO-shift convertor zijn:

CH ₄	.41 x 4.48 10 ⁴ kmol	= 1.84 10 ⁴ kmol/d	= 293.8 t/d
CO	.08 "	= 3.58 10 ³ "	= 100.3 t/d
H ₂	2.30 "	= 1.03 10 ⁵ "	= 206.0 t/d
CO ₂	.53 "	= 2.37 10 ⁴ "	= 1044.0 t/d
N ₂	.18 "	= 8.06 10 ³ "	= 225.7 t/d
H ₂ O	1.87/3 x 1.34 10 ⁵	= 8.39 10 ⁴ "	= <u>1509.0 t/d</u>
			3378.3 t/d

Na w.w H 7:

verzadigde dampspanning van water is 23.8 mmHg

vol. % H₂O = .15 vol.%

dus er gaat 235.2 kmol/d H₂O de PSA-unit in.

Bijlage V.

De Pressure Swing Adsorptie-unit.

De volgende componenten komen de unit in:

CH ₄	3.40 kg/s
N ₂	2.62 kg/s
H ₂ O	0.049 kg/s
CO	1.16 kg/s
H ₂	2.38 kg/s
CO ₂	12.08 kg/s

Adsorptiewaarden:

H ₂ O aan actieve kool:	30 kg/100 kg kool. (26).
CO ₂ " " "	111.3 Ncm ³ /g " (26).
CO aan Ca-zeoliet-A	41 kg/100 kg (22)
CH ₄ " " "	13 kg/100 kg (22)
N ₂ " " "	1.75 kg/100 kg (18,22)

Aktieve kool:

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &: 0.049 \text{ kg/s} \times 100/30 = 1.63 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s adsorptie.} \\ \text{CO}_2 &: 12.08 \text{ kg/s} \\ & 111.3 \text{ Ncm}^3/\text{g kool} = .11 \text{ Nl/g} = .11/22.4 \text{ mol/g kool.} \\ & .11/22.4 \times 44 = .218 \text{ kg/kg kool} = 21.8 \text{ kg/100 kg.} \\ & 12.08 \times 100/21.8 = 55.43 \text{ Kg/s adsorptie.} \end{aligned}$$

Dus totaal 55.44 kg kool voor 1 sec. adsorptie

$$\text{Stortgewicht (22)} = 412 \text{ kg/m}^3 \rightarrow V = 0.135 \text{ m}^3 + \text{overdimensionering} = 0.175 \text{ m}^3.$$

Ca-zeoliet-A.

$$\begin{aligned} \text{CO} &: 1.16 \text{ kg/s} \times 100/41 = 2.83 \text{ kg/s adsorptie.} \\ \text{N}_2 &: 2.61 \text{ kg/s} \times 100/1.75 = 149.1 \text{ kg/s " } \\ \text{CH}_4 &: 3.40 \text{ kg/s} \times 100/13 = 26.2 \text{ kg/s " } \end{aligned}$$

Dus totaal 178.13 kg Ca-zeoliet-A voor 1 sec. adsorptie.

Met de overdimensionering wordt dit 267.3 kg.

$$\text{Stortgewicht (22)} = 618 \text{ kg/m}^3 \rightarrow V = .384 \text{ m}^3$$

Dus voor 240 seconden adsorptie in 2 units:

$$\begin{aligned} 120 \times .384 &= 46.1 \text{ m}^3 \\ 120 \times .175 &= 21.0 \text{ m}^3. \end{aligned}$$

Dimensionering van de toren.

D	H	$d=PD/2\sigma$	hoeveelheid staal.
3.0 m	10.0 m	2.03 cm	1.93 m ³
3.5 m	7.5 m	2.36 cm	1.96 m ³
4.0 m	6.0 m	2.70 cm	2.05 m ³

Diameter bepaling zie verder o p.

Berekening van de drukval.

Eerst de bepaling van de viscositeit.

$$\mu = \frac{x_1 z_1 m_1 + x_2 z_2 m_2 + \dots}{x_1 m_1 + x_2 m_2 + \dots} = 2.12 \cdot 10^{-4} \text{ poise.}$$

x = molfractie

z = viscositeit van de zuivere component bij 25°C en 20 atm.

m = molecuulgewicht.

$$\Delta P = \frac{2 \cdot f_m \cdot G^2 \cdot L \cdot (1-\epsilon)^{3-n}}{D_p \cdot g_c \cdot \rho \cdot \phi_s^{3-n} \cdot \epsilon^3}$$

$$Re = \frac{D_p G}{\mu}$$

μ = vloeistofviscositeit (lb/ft.s)

$$D_p = 6(1-\epsilon)/\phi_s \cdot S$$

S = specifiekopp. = opp. deeltje per volume-eenheid van het bed = $S_0(1-\epsilon)$: S_0 is het opp. van het deeltje per volume-eenheid.

$$\Delta P = \text{drukval (lb/sq.ft)}$$

L = hoogte van het bed (ft)

$$g_c = 32.17 \text{ (lb.ft)/(lb.force.s}^2\text{) dimensieloos.}$$

D_p = gem. deeltjesdiameter, gedefinieerd als de diameter van een bol met hetzelfde volume als het deeltje (lb).

ϵ = porositeit.

n = exponent (functie van gemodificeerd Re-getal)

ϕ_s = vormfactor (gedefinieerd als het quotiënt v an het opp. van een bol met hetzelfde volume als het deeltje, gedeeld door het werkelijke opp. van het deeltje).

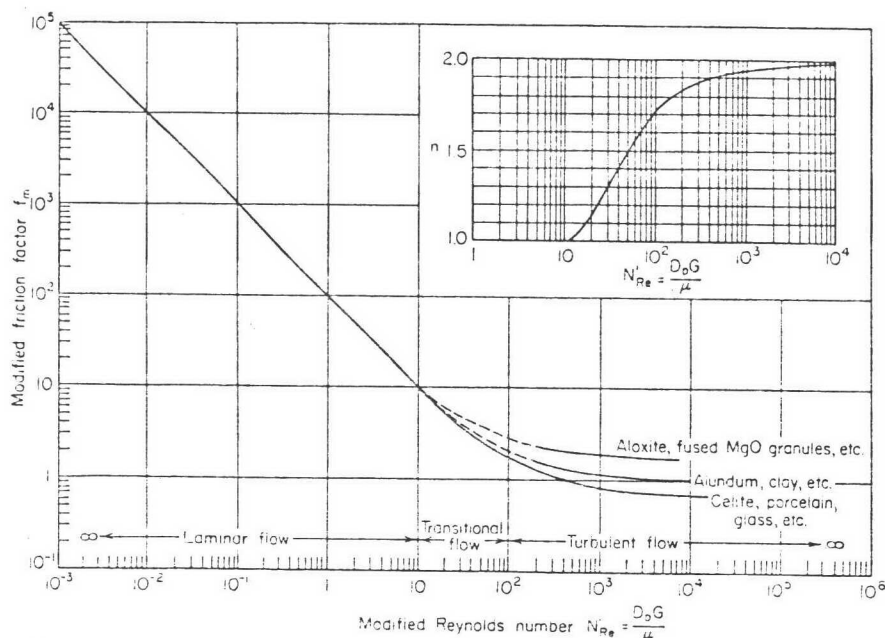
G = fluid superficiële massa-eenheid (lb/s.sq.ft)

ρ = vloeistof dichtheid (lb/cu.ft)

f_m = friktiefactor (functie van gemodificeerd Re-getal).

We kunnen beschikken over zowel 1/16 inch als 1/8 inch pellets.

We zullen nu berekenen wat het voordeligst is. Zie voor de bepaling van de friktiefactor en de exponent de hieronder geplaatste grafiek.



Friction factor for beds of solids. (Leva, "Fluidization," p. 49, McGraw-Hill, New York, 1959.)

	1/16 inch	1/8 inch	(22)
ϕ_s	.61	.62	
S_o (sqft/cuft)	655	370	
ϵ	0.32	0.32	
$D_p = \frac{6(1-\epsilon)}{\phi_s S_o (1-\epsilon)}$	$1.5 \cdot 10^{-2}$	$2.62 \cdot 10^{-2}$	

$$G = \frac{\bar{p} \times 2.035}{A} \text{ m}^3/\text{s} = \frac{7.14 \times 2.035}{A} = \frac{14.53}{A}$$

D(m)	A(m ²)	Re(1/16)	f _m	n	Re(1/8)	f _m	n	G
3.0	7.069	444	1.4	1.90	775	1.2	1.93	2.055
3.5	9.621	326	1.5	1.87	569	1.5	1.91	1.510
4.0	12.566	250	1.6	1.85	436	1.4	1.90	1.156

D	$\Delta P/L$ (1/16)	$\Delta P/L$ (1/8)	$\Delta P(\text{atm})$ (1/16)	$\Delta P(\text{atm})$ (1/8)
3.0	1262.5 N/m ³	614.6 N/m ³	0.119	0.058
3.5	734.9 "	385 "	0.051	0.028
4.0	461 "	226 "	0.025	0.012

We nemen een een toren met een diameter van 3.5 m en wel om de volgende redenen: in dit geval kan de wand gemaakt worden van staal van 1 inch, wat

voorradij is, zodat geen vreemde maat gemaakt hoeft te worden. We nemen pellets van 1/8 inch, omdat de drukval dan erg laag is en deze zijn beter dan de 1/16 inch pellets daar die veel kans geven op fines.

dit veld
a/b-s.
Naam w...
1/16 inch
dat is

Dimensionering van de pomp P48.

De volumestroom van het ammoniak: $\dot{V} = 8.18/557 = 0.01468 \text{ m}^3/\text{s}$ (=233.1 gpm)

Stel de aan- en afvoerleiding hebben een inwendige diameter van 0.10 m.

De snelheid bij in en uittrede van de pomp: $c_1 = c_2 = 4 \cdot \dot{V} / \pi \cdot D^2 = 1.87 \text{ m/s}$.

De snelheid van de ammoniak in V43 en H50 is ongeveer 0 m/s.

Voor de zuigleiding geldt:

$$0 = g h_{w0;1} + \frac{P_1 - P_0}{\rho} + \frac{1}{2} c_1^2 + g \cdot (z_1 - z_0)$$

Voor de persleiding geldt:

$$g H_{\text{man}} = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{1}{2} (c_2^2 - c_1^2) + g \cdot (z_2 - z_1)$$

$$0 = g h_{w2;3} + \frac{P_3 - P_2}{\rho} - \frac{1}{2} c_2^2 + g \cdot (z_3 - z_2)$$

Stel: de zuigleiding heeft een weerstand van 0.5 m.W.K

de persleiding heeft een weerstand van 8.0 m.W.K

$z_0 = 3.0 \text{ m}$; $z_1 = 0.0 \text{ m}$; $z_2 = 0.25 \text{ m}$; $z_3 = 3.25 \text{ m}$

Hiermee vinden we: $P_1/\rho = 486.79 \text{ m}^2/\text{s}^2$ dus $P_1 = 2.71 \text{ bar}$

$P_2/\rho = 495.29 \text{ m}^2/\text{s}^2$ dus $P_2 = 2.76 \text{ bar}$

(In het flowsheet staat 3.6 bar, dit is 495.29×755 i.p.v. 495.29×557 !)

Er geldt dus: $g H_{\text{man}} = \frac{495.29 - 486.79}{557} + 9.81 \times 0.25 = 2.468$ zodat $H_{\text{man}} =$

0.252 m.W.K en dit is equivalent met 0.825 ft

Een pomp van dit formaat heeft de maximale efficiency van 0.75 (fig 2.9.2 dictaat /9/).

De maximale efficiency wordt bereikt bij een toerental van 120 omw/min, zodat $\omega = 12.567 \text{ rad/s}$

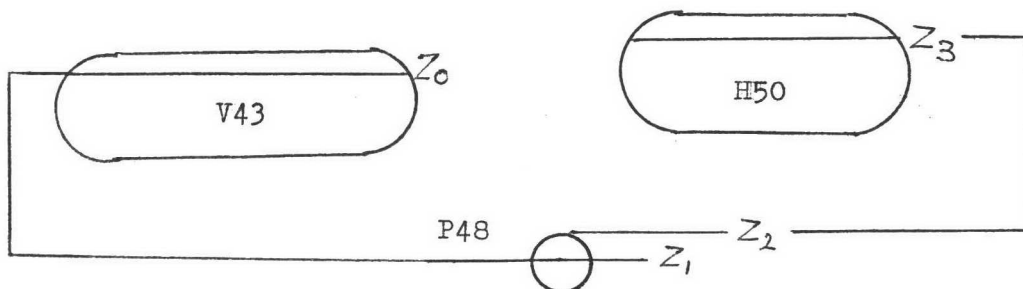
De specifieke hoeksnelheid $n_q = \frac{n \cdot \dot{V}^{1/2}}{H_{\text{man}}^{3/4}} = 40.9 \frac{\text{omw/min} (\text{m}^3/\text{s})^{1/2}}{(\text{m.W.K})^{3/4}}$

Deze pomp moet uitgerust worden met een waaier van het centrifugaal-type

Uit de grafiek 2.9.4 (/9/) lezen we af: $\psi = 0.7$

De waaierdiameter volgt uit: $d = \left\{ \frac{g \cdot H_{\text{man}}}{\omega^2 \cdot \psi} \right\}^{1/2}$ zodat $d = 0.15 \text{ m}$

Het vermogen: $W = \rho \cdot \dot{V} \cdot g \cdot H_{\text{man}} / \eta_{\text{tot}} = 557 \times 0.01468 \times 9.81 \times 0.252 / 0.75 = 27.0 \text{ W}$



Hebben we last van cavitatie ?

De factor $S_w = 2.7$, de ammoniak kookt bij -13.15 °C met een druk van 2.56 bar.

Er geldt:
$$\frac{P_1 - 2.56}{\rho} \geq \Delta y + g \cdot (z_1 - z_i) = \Delta y + g \cdot \frac{1}{2} \cdot \text{waaierdiameter}$$
$$S_w = \frac{\dot{V}^2}{(\Delta y)^{3/4}}$$

Hiermee vinden we: $\Delta y = .466$

Met $P_1 = 2.71$ bar vinden we voor bovenstaande ongelijkheid: $26.9 > 1.2$

De conclusie is, met deze pomp hebben we geen last van cavitatie.

Opmerking.

In principe kan de diameter van de aan en afvoerleidingen van deze pomp kleiner gekozen worden. Een formaat van 2.5 cm is redelijk.

De weerstand van de zuig/persleiding hangt van de lengte; diameter en het gebruikte soort materiaal af. Zonder een redelijke schatting van de afstanden kan geen waardevolle dimensionering plaats vinden.

Op grond van deze overweging is niet getracht om de compressoren te dimensioneren (gaat analoog aan de pomp).

Voor de warmtebalans is aangenomen dat de pompen een rendement van 0.8 hebben.

Het totale vermogen van het compressorblok C31/C34/C36/C39/C40/C44/C49 wordt dan: 16419.4 KW

Berekening van de koeler/condensator H41.

De koeler/condensator wordt zo uitgevoerd dat het gas éénshell-passage maakt terwijl het koelwater een nog nader te bepalen aantal tube-passages maakt.

Uit de compressor C40 komt een ammoniakstroom van 7.44 kg/s met een temperatuur van 61.35 °C en een druk van 17.90 bar. De condensatietemperatuur van deze ammoniakstroom is 45 °C.

Uit het enthalpie-druk diagram halen we, dat bij afkoelen van het ammoniakgas tot de condensatietemperatuur $2.35/14.05 \times 9738.6 = 1628.8$ KW afgevoerd moet worden.

Voor de condensatie van ammoniak moet $9738.6 - 1628.8 = 8109.8$ KW afgevoerd worden.

Als de inlaattemperatuur van het koelwater 20 °C is en de uitlaattemperatuur 40 °C dan is de koelwaterstroom: 111.9 kg/s en dat is equivalent met 0.112 m³/s.

Het condensator deel van H41.

Voor het condensator deel geldt dat het koelwater opgewarmd wordt van 23.55 °C tot 40 °C.

$$\Delta T_{\max} = 45 - 23.55 = 21.45 \text{ °C} \quad \text{en} \quad \Delta T_{\min} = 45 - 40 = 5 \text{ °C} \quad \text{zodat} \quad \Delta T_{\ln} = 11.3$$

Afschatting van de overall-warmteoverdrachtscoëfficiënt: 855 W/m²K
zodat het geschatte WW-oppervlak gegeven wordt door: $8109.8 / (855 \times 11.3) = 839 \text{ m}^2$.

I.v.m. de vervuiling kiezen we het koelwater door de buizen.

Gekozen is voor een driehoekige steek met $s = 0.032 \text{ m}$; $C = 0.006 \text{ m}$; $d_i = 0.02 \text{ m}$ en $d_u = 0.025 \text{ m}$.

Uitgaande van een koelwatersnelheid van 1.3 m/s volgt dat er 289 buizen per passage nodig zijn. Bij een buislengte van 6m behoort een WW-oppervlak van daarom kiezen we 6 passages.

Op grond van de hierboven genoemde overwegingen kiezen we een (1,6) WW met een inwendige diameter, D_i , van 1.25 m en 1686 buizen.

De koelwatersnelheid wordt: $4 \times 0.112 / (\pi \times 0.0004 \times 281) = 1.32 \text{ m/s}$.

$Re = 32944$ zodat $\xi = (1.82 \times \log Re - 1.64)^{-2} = 0.02308$

Het nusseltgetal volgt uit de correlatie:

$$Nu = \frac{\xi/8 \times (Re - 1000) \times Pr}{1 + 12.7 \sqrt{\xi/8} \times (Pr^{2/3} - 1)} \times (1 + (d_i/1)^{2/3}) \times (Pr/Pr_w)^{0.11} \quad Nu = 149$$

De warmteoverdrachtscoëfficiënt van het water in de buizen betrokken op de uitwendige diameter, d_u , van de buizen volgt uit: $\alpha_{iu} = \lambda \times Nu / d_u$ dus $\alpha_{iu} = 3630 \text{ W/m}^2 \times \text{K}$

Afschatting van de warmteoverdrachtscoëfficiënt van het condenserende ammoniak:

$\alpha_u = 5000 \text{ W/m}^2 \times \text{K}$

De gemiddelde schone wandtemperatuur $\bar{T}_{wa} = \bar{T}_w + \alpha_u / (\alpha_{iu} + \alpha_u) \times (\bar{T}_u - \bar{T}_i)$
zodat $\bar{T}_{wa} = 39.5 \text{ °C}$.

Voor een horizontale condensator geldt:

$$\alpha_u = 0.725 \times (\lambda^3 \cdot \rho \cdot r \cdot g / (\eta \cdot (\bar{T}_u - \bar{T}_{wa}) \cdot d_u))^{1/4} \times N^{-1/12} \quad \text{zodat} \quad \alpha_u = 5230 \text{ W/m}^2 \times \text{K}$$

Als vuilweerstand nemen we: $R_f = 0.0005 \text{ m}^2 \times \text{K/W}$ zodat de overall-warmteoverdrachtscoëfficiënt $k_u = (1/3650 + 0.0005 + 1/5230)^{-1} = 1034 \text{ W/m}^2 \times \text{K}$

Het benodigde WW-oppervlak voor de condensatie van de ammoniak wordt dus:

$$A_u = 8109800 / (1034 \times 11.3) = 694 \text{ m}^2$$

Het koeler deel van H41.

Voor het koeler deel geldt dat het koelwater opgewarmd wordt van 20 °C tot

23.55 °C. $\Delta T_{\text{max}} = 45 - 20 = 25$ °C en $\Delta T_{\text{min}} = 61.35 - 23.55 = 37.80$ °C zodat $\Delta T_{\text{lm}} = 30.96$.

Voor een keerschotafstand $B = 1$ m en een baffle cut van 15% geldt:

$$a_s = L_i \cdot B \cdot C / s \quad \text{zodat} \quad a_s = .52 \times 0.006 \times 1 / 0.032 = 0.0982$$

$$\dot{m} = 7.44 \text{ kg/s}$$

$$De = 4 \cdot (0.43 s^2 - 0.125 \times d_u^2) / \frac{1}{2} \pi d_u \quad \text{zodat} \quad De = 0.02 \text{ m}$$

$$Re = \dot{m} \cdot De / (a_s \cdot \eta) \quad \text{zodat} \quad Re = 7.44 \times 0.02 / (0.0982 \times 1.15 \times 10^{-5}) = 84070$$

Het nusseltgetal volgt uit de correlatie:

$$\chi_H = Nu \cdot Pr^{-1/3} \cdot (\eta/\eta_w)^{.14} \quad \text{met} \quad \chi_H = 900 \text{ vinden we: } Nu = 916 \text{ zodat}$$

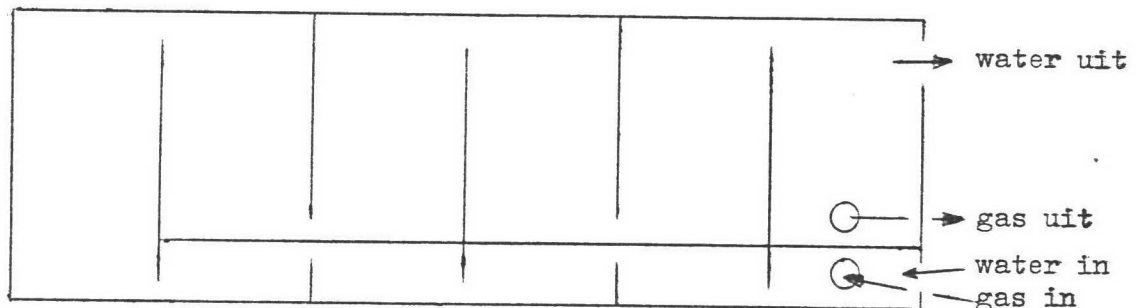
$$Q_u = 1631 \text{ W/m}^2 \cdot K$$

$$\text{De overall-warmteoverdrachtscoefficient } k_u = (1/3650 + 0.0005 + 1/1631)^{-1} = 601 \text{ W/m}^2 \cdot K$$

Het benodigde WW-oppervlak voor de koeling van de ammoniak wordt dus:

$$A_u = 1628800 / (601 \times 30.96) = 87 \text{ m}^2$$

De totale lengte van de eerste tube-passage nodig voor het afkoelen van het gas is 4.2 m. De uitvoering van H41 is hieronder geschetst.



Het beschikbare WW-oppervlak is 794 m^2 ; het benodigde oppervlak is: $87 + 694 = 781 \text{ m}^2$.

De drukval van het water door de buizen is:

$$\Delta P_p = n \cdot (f \cdot L \cdot \eta_w / (d_i \cdot \eta) + 4) \cdot \frac{1}{2} \rho c^2 = 6 \times (0.0576 \times 6 / 0.02 + 4) \times \frac{1}{2} \times 995.7 \times (1.32)^2 = 110756 \text{ N/m}^2 = 1.1 \text{ bar}$$

De drukval aan de mantelzijde van de WW wordt:

$$\Delta P_u = \sum_i \frac{1}{2} \cdot (f \cdot G_s^2 \cdot D_i \cdot (N_i + 1) \cdot \eta_w / (\eta \cdot 2 \rho \cdot De)) \quad \text{waarin } G_s = \dot{m} / a_s$$

$$\text{zodat } \Delta P_u = \frac{(0.023 \times (7.44 / 0.0982)^2 \times 0.52 + \frac{1}{2} \times 0.023 \times (7.44 / 0.491)^2 \times 1.25 \times 5)}{1 \times 2 \times 11.250 \times 0.02} = 189 \text{ N/m}^2 = 0.002 \text{ bar}$$

Gebruikte stofconstanten:

	°C	$\bar{\rho}$ kg/m ³	$10^{-5} \bar{\eta}$ Ns/m ²	$\bar{\lambda}$ W/mK	\bar{c}_p KJ/kgK	r KJ/kg	Pr
H ₂ O	30	995.7	80.07	0.609	4.181		5.5
NH ₃	45	557	11.5	0.492		1088	(vloeistof)
NH ₃	50	11.250	1.15	0.0356	3.266		1.055 (gas van 17.9 bar)

Berekening van de warmtewisselaar H30.

De warmtewisselaar wordt zo uitgevoerd dat het gas éénshell-passage maakt terwijl het vloeibare ammoniak een nog nader te bepalen aantal tube-passages maakt.

Uit de koeler/condensor H41 komt een vloeibare ammoniakstroom van 7.44 kg/s met een temperatuur van 45.0 °C en een druk van 17.90 bar.

Uit het enthalpie-druk diagram halen we dat in de warmtewisselaar H30 het ammoniak afgekoeld moet worden tot een temperatuur die equivalent is met een warmteafvoer van 1317.0 KW.

De eindtemperatuur van het ammoniak wordt: $45.0 - 1317. / (5.44 * 7.44) = 15.1$ °C. Als koude stroom wordt de stikstofstroom uit de liquefaction gebruikt.

De stikstofstroom uit de liquefaction bedraagt 9.56 kg/s en heeft een temperatuur van -178. °C en een druk van 1.1 bar.

De temperatuur waarmee de stikstof de warmtewisselaar H30 verlaat is -39.75 °C.

Het logaritmisch temperatuurverschil wordt dus:

$$\Delta T_{\max} = 15.1 + 178. = 193.1 \text{ °C} \quad \Delta T_{\min} = 45.0 + 39.75 = 84.75 \text{ °C} \quad \text{zodat}$$

$$\Delta T_{\ln} = 131.6 \text{ °C}$$

Gebruikte stofconstanten:

	°C	$\bar{\rho}$ kg/m ³	$\bar{\eta}$ 10 ⁻⁵ Ns/m ²	$\bar{\lambda}$ W/mK	\bar{c}_p KJ/kgK	$\bar{\eta}_{lw}$ 10 ⁻⁵ Ns/m ²	Pr
N ₂	-155	3.109	0.756	0.0105	1.063	1.782	0.765
NH ₃	30	577	11.5	0.492	5.576		1.30

Gekozen is voor een driehoekige steek met $s = 0.032$ m; $C = 0.006$ m; $d_i = 0.02$ m en $d_u = 0.025$ m.

Afschatting van de overall-warmteoverdrachtscoefficient: $200 \text{ W/m}^2\text{K}$ zodat het geschatte WW-oppervlak gegeven wordt door: $1317. / (200 * 131.6) = 50. \text{ m}^2$. Met een veiligheidsmarge van 15% wordt het geschatte benodigde WW-oppervlak 57.5 m^2 .

Omdat we de drukval over de warmtewisselaar aan de buiszijde zo laag mogelijk willen houden is gekozen voor een U-tube WW.

Gekozen is voor een (1,2) U-tube warmtewisselaar met een inwendige diameter, D_i , van 0.50 m en 264 buizen met een lengte van 3m.

De warmteoverdracht aan de mantelzijde.

Voor een keerschotafstand $B = .05$ m en een baffle cut van 15% geldt (analoog aan de berekening van H41):

$$a_s = 1.875 \quad Re = 9.56 * 0.02 / (1.875 * 0.756 * 10^{-5}) = 539540$$

$$Pr = 0.756 * 10^{-5} * 1063 / 0.0105 = 0.765$$

Met $\gamma_H = 590$ vinden we $Nu = 478$ zodat $\alpha_u = 251 \text{ W/m}^2\text{K}$

De warmteoverdracht aan de buiszijde.

De snelheid van de ammoniak is 0.311 m/s zodat $Re = 31187$ en $\zeta = 0.0233869$. Analoog aan de berekening van H41 vinden we $Nu = 74$ zodat $\alpha_{iu} = 1457 \text{ W/m}^2\text{K}$. De overall-warmteoverdrachtscoefficient k_u

$$k_u = (1/251 + 1/1457)^{-1} = 214 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Het benodigde warmtewisselendoppervlak voor de koeling van de ammoniak wordt dus:

$$A_u = 1317.0 / (214 \cdot 132) = 47.0 \text{ m}^2$$

Het beschikbare WW-oppervlak is 62.2 m^2

De drukval van het ammoniak, buiszijde, wordt gegeven door:

$$\Delta P_p = n \cdot (f \cdot l \cdot \eta_w / (d_i \cdot \eta) + 1.5) \cdot \frac{1}{2} \rho c^2 = 2 \cdot (0.052 \cdot 3 / 0.02 + 1.5) \cdot \frac{1}{2} \cdot 577 \cdot (0.435)^2 = 1013 \text{ N/m}^2 = 0.01 \text{ bar}$$

De drukval aan de mantelzijde van de warmtewisselaar wordt:

$$\Delta P_u = 0.05 \cdot (9.56 / 1.8750)^2 \cdot 0.39 \cdot 60 \cdot 1.782 / (0.756 \cdot 2 \cdot 3.109 \cdot 0.02) = 739 \text{ N/m}^2 = 0.007 \text{ bar}$$

Berekening van de watergekoelde condensor H60.

Om een single-pass berekening te mogen toepassen moet het aantal tube-passages en de temperatuurstijging van het koelwater zo laag mogelijk gehouden worden. Voor de condensatie moet 19116.5 kJ/s (zie tabel 1) aan warmte afgevoerd worden. In totaal is $19116. / (4.181 \cdot 5) = 914.4 \text{ kg/s} = 0.914 \text{ m}^3/\text{s}$ aan koelwater nodig als we de koelwater inlaat temperatuur $20 \text{ }^\circ\text{C}$ en de uitlaat temperatuur $25 \text{ }^\circ\text{C}$ nemen.

Gekozen is voor een (1,4) condensor met een inwendige diameter, D_i , van 1.50 m . 2628 pijpen met een lengte van 6 m , driehoekige steek met $s = 0.032 \text{ m}$; $C = 6 \text{ mm}$.

De warmteoverdracht aan de buiszijde. (VDI Wärme Atlas sectie G/3)

De snelheid van het koelwater is 1.11 m/s , zodat $Re = 24714$ en $\zeta = 0.024759$. Het nusseltgetal: $Nu = 170$ zodat de warmteoverdrachtscoëfficiënt aan buiszijde betrokken op de uitwendige diameter, $d_u = 0.025 \text{ m}$, van de buizen gegeven wordt door: $\alpha_{iu} = 4095 \text{ W/m}^2\text{K}$.

Als vuilweerstand nemen we: $R_f = 0.0005 \text{ m}^2\text{K/W}$. De totale warmteoverdrachtscoëfficiënt betrekken op de buiten diameter der pijpen aan buiszijde wordt:

$$\alpha'_{iu} = (1/4095 + 0.0005) = 1343 \text{ W/m}^2\text{K}$$

De warmteoverdracht aan de mantelzijde (VDI Wärme Atlas sectie Jc).

We hebben hier partiële condensatie bij aanwezigheid van inertien. Zonder de aanwezigheid van vloeistof geldt voor de warmteoverdracht aan mantelzijde van een warmtewisselaar met keerschotten de correlatie:

$$c \cdot Re^m = Nu \cdot Pr^{-1/3} \cdot (\eta/\eta_w)^{-0.14}$$

De "droge" warmteoverdrachtscoëfficiënt, α_u , volgt uit: $Nu = \alpha_u \cdot d_u / \lambda$

Bij de condensatie van damp bij aanwezigheid van inertien krijgen we te maken met gekoppeld stof en warmte transport.

Dit gekoppelde stof en warmte transport kan beschreven worden met de correlatie:

$$\alpha_u \cdot (T_G - T_K) + \frac{\alpha_u \cdot Le^{-2/3}}{p_{gf} \cdot c_{pm} \cdot M_m} \cdot M_j \cdot r \cdot (p_{vj} - p_{kj}) = \alpha'_{iu} \cdot (T_K - T_W)$$

waarin p_{gf} het logaritmisch drukverschil is: $p_{gf} = (p_{gk} - p_g) / \ln(p_{gk}/p_g)$

p_{gk} = totaal druk inertien aan de buiswand; p_g = totaal druk inertien in de bulk.

Voor de berekening van het WW-oppervlak van de condensor is het temperatuurtraject van de condensatie verdeeld in stappen van 5 °C.

De fysische constanten benodigd bij de berekening zijn via de standaardprocedures beschreven in de VDI Wärme Atlas sectie Jc berekend uit de stofconstanten van de samenstellende gassen bij de temperatuur die het gemiddelde is van het beschouwde temperatuurtraject. Deze constanten zijn vermeld in tabel 2.

Na afschatting van de warmteoverdrachtscoëfficiënt aan mantelzijde is voor de berekening van het WW-oppervlak een keerschotafstand van 1.0 m en een baffle cut van 15% ingevoerd.

De constanten in de $(Nu, Pr, Re, (\eta/\eta_w))$ correlatie hebben de waarde: $c = 0.425$; $m = 0.548$.

De hydraulische diameter, D_e , voor de driehoekige steek is 0.02 m, het dwarsdoorstroomoppervlak $a_s = 0.80 \times 0.006 \times 1.0 / 0.032 = 0.28125$

Het WW-oppervlak is berekend op basis van een single-pass condensor.

Startend met een geschatte wandtemperatuur, T_k en de gemiddelde waarde van de gastemperatuur, T_g , resp. koelwatertemperatuur, T_w , van de condensatiestap is met de regula-falsie het WW-oppervlak van elke condensatiestap iteratief bepaald.

De resultaten van deze berekening zijn vermeld in tabel 3.

Het berekende benodigde oppervlak van de condensor is 759 m².

De drukval aan buiszijde van de condensor wordt berekend met de formule vermeld bij H41: $f = 144 \times 0.0004 = 0.0576$

$$\Delta P_p = 4 \times (0.0576 \times 6 / 0.02 + 4) \times \frac{1}{2} \times 997.08 \times (1.11)^2 = 52003 \text{ N/m}^2 = 0.5 \text{ bar}$$

De drukval aan mantelzijde van de condensor wordt eveneens berekend met de formule vermeld bij H41:

de massastroom is gemiddeld: $G_s = \dot{m} / a_s = 48.97 / 0.06 = 816.17$

het aantal keerschotten is

de dichtheid is gemiddeld: $\rho = 46.22 \text{ kg/m}^3$

$i = 0$ en $f = 144 \times 0.00014 = 0.020$

$$\text{zodat: } \Delta P_u = \frac{0.02 \times (816.17)^2 \times 1.50 \times 6}{2 \times 46.22 \times 0.02} = 64855 \text{ N/m}^2 = 0.65 \text{ bar}$$

De gekozen condensor heeft een WW-oppervlak van 1238 m² zodat de condensor 63% groter is dan berekend. Dit betekent dat deze condensor uit veiligheidsoverwegingen ruim over heeft. Dit is nodig omdat we een single-pass berekening gebruikt hebben voor de berekening van een condensor met 4-passes, terwijl voor de single-pass berekening al een foutenmarge van 20% aangehouden dient te worden (zie VDI).

In principe zou ook een kleinere D_i voor de condensor gekozen kunnen worden, dan wordt de keerschotafstand kleiner zodat dan de drukval sterk op gaat lopen. De meest gunstige dimensies zal na een kostenafweging gekozen moeten worden.

Gebuurde stofconstanten:

$$\text{H}_2\text{O} \text{ bij } 25 \text{ }^\circ\text{C: } \begin{array}{ll} \rho = 997.08 \text{ kg/m}^3 & c = 4.180 \text{ KJ/kgK} \\ \eta = 89.37 \times 10^{-5} \text{ Ns/m} & \lambda^p = 0.602 \text{ W/mK} \end{array}$$

De watergekoelde condensor H60.

Tabel 1 Enthalpiebalans over de condensor.

°C	P _{NH₃} atm	y _{NH₃}	Kmolen/dag NH ₃		enth. KJ/Kmol		r	Σ-enth KJ/s
			gas	liq.	N ₂	H ₂		
60.1	25.99	.152	71629.4		2244.9	4773.9	1001.81	367448.6
55	22.88	.134	61834.5	9794.9	2081.9	4368.8	1029.02	363501.9
50	20.16	.118	53463.5	18165.9	1917.6	3971.6	1052.75	359958.5
45	17.64	.103	45886.9	25742.5	1753.9	3574.4	1077.4	356695.2
40	15.43	.090	39522.5	32106.9	1590.2	3177.3	1101.4	353708.0
35	13.38	.078	33807.1	37822.3	1426.6	2780.2	1123.9	350920.2
30	11.59	.068	29055.4	42574.0	1266.9	2383.0	1145.8	348332.1

Referentie: De enthalpieën (enth.) en de verzadigingsdampspanning van NH₃ (P_{NH₃}) zijn genomen uit: Gas Encyclopaedia, Elsevier (1976).

Tabel 2 De gemiddelde waarden van de stofconstantes.

T _G	c _p	η	λ	ρ	y _{NH₃}	D	Pr	Le	Le ^{-2/3}	ṁ
°C	KJ/kgK	10 ⁻⁵ Ns/m	W/mK	kg/m ³		10 ⁻⁶ m ² /s				kg/s
57.5	3.890	1.803	.14114	50.582	.143	.3363	4.97	.4688	1.657	52.444
52.5	3.858	1.739	.13837	48.561	.126	.3273	4.85	.4432	1.720	50.657
47.5	3.820	1.679	.13574	46.652	.1105	.3183	4.72	.4179	1.789	49.088
42.5	3.791	1.624	.13322	44.882	.0965	.3099	4.62	.3958	1.855	47.717
37.5	3.768	1.582	.13034	43.274	.0841	.3012	4.57	.3768	1.917	46.528
32.5	3.747	1.516	.12791	41.849	.0730	.2989	4.44	.3664	1.953	45.499

Tabel 3 Resultaten van de iteratieve berekeningen.

T _G	T _K	T _W	r	ΔQ _S	Re	Nu	α _a	P _{vj}	M _m	WW-opperv.
°C	°C	°C	KJ/kg	KJ/s			W/m ² K	atm	kg/Kmol	m ²
57.5	54.7	24.49	1015.4	3946.7	206840	593	3350	24.66	9.716	97
52.5	49.3	23.51	1040.9	3543.4	207146	589	3261	21.22	9.571	102
47.5	44.6	22.62	1065.1	3263.3	207904	585	3176	18.73	9.439	111
42.5	40.2	21.80	1089.4	2987.2	208941	582	3104	16.49	9.320	121
37.5	35.4	21.04	1101.4	2787.8	183305	540	2816	14.25	9.214	145
32.5	30.9	20.34	1123.6	2588.1	179251	528	2704	12.44	9.121	183

P_{vj} = ammoniak druk (T_G) in de bulk van het gas.

totaal opp. 759 m²

P_{kj} = ammoniak druk (T_K) aan de buiswand.

r = verdampingswarmte bij T_G.

T_W = koelwatertemperatuur

enth. NH ₃ -1	ΔQ _{meng} KJ/s	ΔQ KJ/s	ΔQ _S KJ/s
	974.08	0.0	3946.7
.036	840.88	3946.7	3543.4
.068	727.05	7490.1	3263.3
.096	624.01	10753.4	2987.2
.119	537.47	13740.6	2787.8
.140	459.74	16528.4	2588.1
.156	359.10	19116.5	

De enthalpieën zijn gerefereerd aan 0 °C.

cond. = de warmte die per seconde vrij komt bij de condensatie van de ammoniak.

ΔQ_{meng} = de mengenthalpie term van het gas.

$$\Delta Q_{\text{meng}} = -RT^2 \cdot \sum (x \frac{\partial f}{\partial T})_i = -RT^2 / T_c \cdot \sum (x \cdot \frac{\partial f}{\partial T_r})$$

De fugaciteit F wordt gegeven door de relatie: f = F/P

$$\ln f = (\ln f)^0 + w \cdot (\ln f)^1$$

De Pitzer's acentric factor w = -0.22 (H₂); 0.040 (N₂); 0.250 (NH₃).

Referenties: Landolt-Börnstein II-band-2 teil, 6 Aufl., p 336.

Reid R.C.; Prausnitz J.M.;

Sherwood T.K.; The properties of gases and liquids., p 108.

Middeling van de stofconstantes (VDI Wärme Atlas secties Jc 4 & 5):

$$\bar{\rho} = \frac{\sum y_i M_i}{\sum M_i} \text{ met } \bar{\rho} \text{ in kg/m}^3$$

$$\bar{\lambda} = y_{N_2} \cdot \lambda_{N_2} + y_{H_2} \cdot \lambda_{H_2}$$

$$\bar{M}_m = \frac{\sum y_i \eta_i M_i}{\sum y_i M_i}$$

$$\bar{D} = \frac{1 - y(NH_3)}{\frac{y(N_2)}{D_1} + \frac{y(H_2)}{D_2}}$$

$$\bar{c}_p = \frac{\sum M_i c_p(i)}{\sum M_i}$$

De coëfficiënten van wederzijdse diffusie van NH₃ in resp. N₂ en H₂ zijn berekend met de relatie:

M_i is de massastroom in kg/s.

$$D_i = \frac{0.00100 \cdot T^{7/4} \cdot (1/M + 1/17)}{P((\))_i^{1/3} + ((\))_{NH_3}^{1/3} \cdot 2}$$

Berekening van de boiler H59.

De boiler wordt zo uitgevoerd dat het gas één shell-passage maakt terwijl het te verdampen ketelvoedingwater een nog nader te bepalen aantal tube-passages maakt.

Het gas dat de reactor R58 verlaat heeft een temperatuur van 340 °C en wordt in de boiler H59 afgekoeld tot 222.2 °C.

Bij dit afkoelen staat het gas aan warmte af:

$$99904.2 \times (11211.95 - 7446.08) + 299712.5 \times (9982.44 - 6547.21) + 71629.4 \times (34054.59 - 25051.02) = 2.0507 \times 10^9 \text{ KJ/dag} = 23735.3 \text{ KJ/s}$$

De verdampingswarmte van water bij 10.3 bar is 36153 KJ/Kmol stoom; de kooktemperatuur is 181.35 °C.

Het na verhitten van de stoom tot 220 °C vraagt: $42.504 \times (220 - 181.35) = 1642.8 \text{ KJ/Kmol}$.

De totale stoomproductie wordt $23735.3 / 37796 = .628 \text{ Kmol/s} = 11.3 \text{ kg/s} = 2.19 \text{ m}^3/\text{s}$.

De warmteoverdracht aan buiszijde bij de verdamping (VDI Wärme Atlas sectie Hb2). Het ketelvoedingwater wordt aan buiszijde verdampt.

Volgens de bijgevoegde grafieken afkomstig uit de warmte atlas is de gemiddelde warmteoverdrachtscoëfficiënt aan buiszijde bij het verdampen: $3770 \text{ W/m}^2\text{K}$.

Als vuilweerstand voeren we in: $0.0001 \text{ m}^2\text{K/W}$

Hoe groot moet de boiler worden?

Afschatten van de warmteoverdrachtscoëfficiënt aan mantelzijde: $1500 \text{ W/m}^2\text{K}$

Afschatten van de warmteoverdrachtscoëfficiënt aan buiszijde nadat het ketelvoedingwater verdampt is: $90 \text{ W/m}^2\text{K}$.

Hiermee vinden we: voor het verdampen is 339 m^2 aan WW-oppervlak nodig; voor het naverhitten van de stoom is 84 m^2 nodig. Met een veiligheidsmarge van 15 % vinden we als geschat warmtewisselend oppervlak: 486 m^2 .

We kiezen voor een boiler met een inwendige manteldiameter, D_i , van 0.95 m en een pijpenbundel met driehoekige steek met $s = 0.032 \text{ m}$; $C = 0.006 \text{ m}$; $d_i = 0.02 \text{ m}$; $d_u = 0.025 \text{ m}$. De pijpenbundel is 6 m lang en bevat 1024 pijpen.

Gemiddelde stofconstanten:

	\bar{T} °C	$\bar{\lambda}$ W/mK	$\bar{\rho}$ kg/m ³	c_p KJ/kgK	$\bar{\eta}$ 10^{-5} Ns/m
gasmengsel	280	.013368	25.92	4.33	1.4486
waterdamp	200	.0358	5.17	2.156	10.

Van de overgedragen warmte wordt 22704.1 KJ/s gebruikt voor de verdamping en 1031.2 KJ/s voor de na verhitting van de stoom.

De warmteoverdracht aan mantelzijde. (dictaat de Jong blz 16)

De warmteoverdracht aan mantelzijde is te berekenen met de correlatie formule:

$$\gamma_H = Nu \cdot Pr^{-1/3} \cdot (\eta / \eta_w)^{-0.14}$$

Gekozen is voor een boiler met 19 keerschotten, dus een keerschotafstand van 20 cm met een baffle cut van 15 %.

Analoog aan H41:

$$a_s = 0.95 \times 0.3 \times 0.006 / 0.032 = 0.0534 \text{ m}^2$$

$$D_e = 0.02 \text{ m}$$

$$G_s = \dot{m} / a_s = 52.444 / 0.0534 = 981.4$$

$$Re = G_s \cdot D_e / \eta = 1354975$$

$$\text{zodat: } \gamma_H = 1000$$

$$Pr = 4.7 \quad (Pr_{\text{stoom}} = 6.0)$$

Het Nusseltgetal wordt: $Nu = 1706$ zodat de warmteoverdrachtscoëfficiënt aan de mantelzijde gelijk is aan: $912 \text{ W/m}^2\text{K}$.

De overall warmteoverdrachtscoëfficiënt voor de verdamping wordt:

$$k_w = (1/3770 + 0.0001 + 1/912)^{-1} = 684 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Het logaritmisch temperatuurverschil voor de verdamping is $86.83 \text{ }^\circ\text{C}$, zodat voor de verdamping een warmtewisselend oppervlak nodig is van:

$$22704084 / (684 \cdot 86.83) = 382 \text{ m}^2$$

De na verhitting van de stoom (VDI Wärme Atlas sectie)

De berekening gaat analoog aan de berekening gegeven bij H41.

De stroomsnelheid van de gevormde stoom wordt, als de boiler 4 passages aan buiszijde heeft: 27.2 m/s

Het Reynoldsgetal wordt: $Re = 28156$ zodat $\lambda = 0.02398$

Met de correlatie berekenen we een Nusseltgetal van: $Nu = 125.7$

De warmteoverdrachtscoëfficiënt van de stoom in de buizen betrokken op de uitwendige diameter van de buizen wordt: $180 \text{ W/m}^2\text{K}$

De overall-warmteoverdrachtscoëfficiënt wordt: $(1/180 + 0.0001 + 1/3770)^{-1} = 169 \text{ W/m}^2\text{K}$

Voor een single-pass condensor zou gelden: $\Delta T_{\max} = 340 - 220 = 120 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\Delta T_{\min} = 334.9 - 181.35 = 153.55 \text{ }^\circ\text{C}$$

zodat het logaritmisch temperatuurverschil gelijk is aan $136.8 \text{ }^\circ\text{C}$

Het benodigde warmtewisselend oppervlak voor de naverhitting van de stoom is dus 62.5 m^2 .

Het totaal beschikbare WW-oppervlak van de boiler is 482.5 m^2 , berekend is een benodigd oppervlak van 445 m^2 dus de ontworpen boiler heeft een veiligheidsmarge van 8.5% .

De drukval aan mantelzijde over de boiler H59 :

$$\Delta P_u = \frac{0.02 \cdot (981.4)^2 \cdot 0.95 \cdot 20}{2 \cdot 52.44 \cdot 0.02} = 1.7 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2 = 1.7 \text{ bar}$$

De drukval aan buiszijde wordt veroorzaakt door de wrijvingsverliezen die optreden bij de stroming van de stoom. Daarom schatten we het drukverlies aan buiszijde af met:

$$f = 0.03$$

$$\Delta P_p = (0.3 \cdot 6 / 0.02 + 4) \cdot \frac{1}{2} \cdot 5.17 \cdot (27.2)^2 = 24862 \text{ N/m}^2 = 0.25 \text{ bar}$$

De LD-boiler is van gelijke grote als de MD-boiler, dimensionering gaat analoog.

Technische Hogeschool Delft
 Afd. Chemische Technologie
 Fabrieksvoorontwerp No:

Ontworpen door : J.R. Bloembergen
 Datum :

TORENSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer : T 25		Fabrieksnummer :				
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :						
Functie	:	destillatie / extractie / absorptie /			*	
Type toren	:	Kontakt / schotel / spoon /			*	
Type schotel	:	klokje / zeefplaat / valve /			*	
Aantal schotels	:	theoretisch : 16				
Aantal schotels	:	practisch : 23				
Schotelafstand / HETS	:	0.16	m	Materiaal schotel :		
Diameter toren	:	2.50	m	Hoogte toren	: 5.40 m	
Materiaal toren	:					
Verwarming	:	geen / stoom / elektrisch /			*	
BEDRIJFSCONDITIES :						
		Voeding	Top	Bodem	Reflux/absorp- tie middel	Extractie middel/...
Temperatuur	°C	-188.8	-195.8	-182.9	stikstof	
Druk	bar	1.013				
Dichtheid	kg/m ³	868	808	1141		
Massastroom	kg/s	6.22	9.53	2.67		
Samenstelling, in		N ₂	N ₂	N ₂		
mol.% resp. gew.%		62	100	3.7		
ONTWERP :						
Aantal klokjes / zeefgaten /	:				Type pakking	:
Actief schoteloppervlak	:	4.32	m ²	Materiaal pakking :		
Lengte overlooprand	:	2450	mm	Afmetingen pakking:		
Diameter valpijp / gat /	:	610	mm			

Verdere gegevens op schets vermelden

* Doorstrepen wat niet van toepassing is.

** Indien een toren schotels van verschillend ontwerp bevat, dit aangeven!

Opmerkingen.

- I Een deel van het gas uit de purge van de PSA unit wordt niet gebruikt in de reformersectie F3.
Voor een optimaal economisch proces dienen de condities zo gewijzigd te worden, dat dit "rest gas" wel gebruikt moet worden.
- II De verbrandingsgassen uit het fornuis bevatten nog veel onbenutte warmte. Door warmtewisseling met de voedingsstroom van F3 kan het brandstofgebruik kleiner worden.
verwarmd? De blower P4 is alleen nodig bij het opstarten, als de fabriek draait hebben de gassen voldoende lift om door een schoorsteen gespuid te worden.
- III We krijgen zuurstof uit de liquefaction sectie. Een gedeelte van deze zuurstof wordt gebruikt in het proces, waarbij het verontreinigd raakt met wat water en kooldioxide. Op grond hiervan is ze niet veel waard voor de verkoop.
Deze zuurstof kan zonder bezwaar gebruikt worden in de reformer sectie. We krijgen een economischer proces als we de exotherme partiele oxidatie van methaan koppelen aan de endotherme stoomreforming van methaan.
- IV Door het ontbreken van betrouwbare gegevens om de PSA unit te dimensioneren, is het onmogelijk om een realistische economische beschouwing te houden.

Technische Hogeschool Delft
 Afd. Chemische Technologie
 Fabrieksvoorontwerp No:

Ontworpen door : J.R. Bloembergen
 Datum :

TORENSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer : T 26.		Fabrieksnummer :			
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :					
Functie	:	destillatie / extractie / absorptie /	☒		
Type toren	:	gepakt / schotel / spreeker /	☒		
Type schotel	:	klokje / zeefplaat / XXXX /	☒		
Aantal schotels	:	theoretisch : 25			
Aantal schotels	:	practisch : 39			
Schotelafstand / HETS	:	0.17 m	Materiaal schotel :		
Diameter toren	:	2.50 m	Hoogte toren : 8.50 m		
Materiaal toren	:				
Verwarming	:	geen / openstroom / xxboortxx /	☒		
BEDRIJFSCONDITIES :					
	Voeding	Top	Bodem	Reflux/absorptie middel	Extractie middel/...
Temperatuur °C	-176	-178.9	-175.2	stikstof	
Druk bar	5.07				
Dichtheid kg/m ³	881	724	1102		
Massastroom kg/s	12.25	5.97	6.22		
Samenstelling, in mol.% resp. gew.%	N ₂ 78	N ₂ 100	N ₂ 62		
ONTWERP :					
Aantal klokjes / zeefgaten /	*** :		Type pakking :		
Actief schoteloppervlak	: 4.32 m ²		Materiaal pakking :		
Lengte overlooprand	: 3680 mm		Afmetingen pakking:		
Diameter valpijp / gat /	: 612 mm				

Verdere gegevens op schets vermelden

☒ Doorstrepen wat niet van toepassing is.

☒☒☒ Indien een toren schotels van verschillend ontwerp bevat, dit aangeven!

Technische Hogeschool Delft
 Afd. Chemische Technologie
 Fabrieksvoorontwerp No:

Ontworpen door : J.R. Bloembergen.
 Datum :

TORENSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer : T 16, T 19, T 21 Fabrieksnummer :

ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :

Functie : ~~destillatie~~ / ~~extractie~~ / ~~absorptie~~ / koeling...^{*}
 Type toren : ~~soort~~ / schotel / ~~speciaal~~ /^{**}
 Type schotel : ~~klein~~ / zeefplaat / ~~valve~~ /^{**}
 Aantal schotels : theoretisch : -
 Aantal schotels : praktisch : 1301
 Schotelafstand : 0.05 m | Materiaal schotel : aluminium
 Diameter toren : 1.00 m | Hoogte toren : 6.5 m
 Materiaal toren : aluminium
 Verwarming : ~~gas~~ / ~~openstroom~~ / ~~water~~ / lucht van 25°C...^{*}

BEDRIJFSCONDITIES :

	Voeding	Top	Bodem	Reflux/absorptie middel	Extractie middel/...
Temperatuur °C					
Druk bar					
Dichtheid kg/m ³					
Massastroom kg/s					
Samenstelling, in mol.% resp. gew.%					

ONTWERP :

Aantal klokjes / zeefgaten /^{***} :
 Actief schoteloppervlak : 0.70 m²
 Lengte overlooprand : - mm
 Diameter valpijp / gat / : - mm

Type pakking :
 Materiaal pakking :
 Afmetingen pakking:

Verdere gegevens op schets vermelden

* Doorstrepen wat niet van toepassing is.

** Indien een toren schotels van verschillend ontwerp bevat, dit aangeven!

Technische Hogeschool Delft
Afd. Chemische Technologie
Fabrieksvoorontwerp No:

Ontworpen door : J.R.Bloembergen.
Datum :

TORENSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer : M 10.		Fabrieksnummer :				
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :						
Functie	:	destillatie / extractie / absorptie / adsorptie..*				
Type toren	:	gepakt / schotel / spiro /			*	
Type schotel	:	klokje / zeefplaat / valve /			*	
Aantal schotels	:	theoretisch :				
Aantal schotels	:	practisch :				
Schotelafstand / HETS	:	m	Materiaal schotel :			
Diameter toren	:	3.50	m	Hoogte toren	: 7.50 m	
Materiaal toren	:	staal				
Verwarming	:	geen / open stroom / reboiler /			*	
BEDRIJFSCONDITIES :						
		Voeding	Top	Bodem	Reflux/absorp- tie middel	Extractie middel/...
Temperatuur	°C	25	25	25	H ₂	
Druk	bar	22	22	22		
Dichtheid	kg/m ³	7.14				
Massastroom	kg/s	19.65	2.05	17.60		
Samenstelling, in mol.% resp.gew.%						
ONTWERP :						
Aantal klokjes / zeefgaten /	:	Type pakking			:	
Actief schoteloppervlak	:	m ²			Materiaal pakking : kool + Ca -A	
Lengte overlooprand	:	mm			Afmetingen pakking:	
Diameter valpijp / gat /	:	mm				

Verdere gegevens op schets vermelden

* Doorstrepen wat niet van toepassing is.

** Indien een toren schotels van verschillend ontwerp bevat, dit aangeven!

WARMTEWISSELAARSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer : H41		ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :			
Functie	: koeler/cond.	pijpen	Diam. inw./uitw. :	20/25 mm	
Positie	: horizontaal		Lengte	: 6 m	
Type	:	Mantel	Aantal	: 1686	
Capaciteit (benodigd)	: 9738.6 KW		Diameter	: 1.25 m	
Vervuiliingsweerstand	: 0.5 m ² K/KW	Lengte	: 7 m		
Overallwarmteoverdracht	: 601/1034W/m ² K	Aantal keerschotten		: 5	
Warmtewisselend oppervlak:	m ²	Afstand keerschotten		: 1 m	
Aantal passages pijpzijde	: 6	Keerschotopening		: 15 %	
BEDRIJFSCONDITIES :					
		Mantel/ Lucht- zijde	Pijp- zijde	Mantel/ Lucht- zijde	Pijp- zijde
Soort fluidum					
Massastroom kg/s	vloeistof		66.8	Massastroom te condenseren kg/s	7.44
	cond. gas	7.44		Warmtegeleidings- coëfficiënt W/mK	0.492/ 0.0356
	niet cond. gas			Verdampings- warmte KJ/kg	1078.6
Soortelij- ke warmte KJ/kgK	vloeistof		4.18	Viscositeit 10 ⁻⁵ Ns/m ²	11.5/ 1.15
	cond. gas	3.266		Dichtheid kg/m ³	557/ 11.250
				Volumestroom m ³ /s	0.067
				Temp. IN °C	61.35
				Temp. UIT	45.
				Werkdruk bar	17.90
				Drukval, berekend, bar	0.002
				Materiaal	RVS
ONTWERPCONDITIES :					
Capaciteit	: KW	Drukval (toegestaan)		: bar	
Druk (max)	: 45 bar	Volumestroom (totaal)		: 0.38 m ³ /s	
Temperatuur (max):	102 °C	Log. temperatuurverschil		: 31.0/ 11.3 °C	

Deze koeler/condensor is wat aan de kleine kant, nl de benodigde capaciteit is 1.8% kleiner dan de ontwerpcapaciteit.

WARMTEWISSELAARSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer : H30						
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :						
Functie : WW		pijpen	Diam. inw./uitw. : 20/25 mm			
Positie :			Lengte : 3 m			
Type : U-tube		Mantel	Aantal : 264			
Capaciteit (benodigd) : 1317 KW			Diameter : 0.50 m			
Vervuilingweerstand : 0.0 m ² K/KW		Lengte : 4 m				
Overall-warmteoverdracht : 214 W/m ² K		Aantal keerschotten : 2				
Warmtewisselend oppervlak : 62.2 m ²		Afstand keerschotten : 1 m				
Aantal passages pijpzijde : 2		Keerschotopening : 15 %				
BEDRIJFSCONDITIES :						
		Mantel/ Lucht- zijde	Pijp- zijde		Mantel/ Lucht- zijde	Pijp- zijde
Soort fluidum		N ₂	NH ₃	Warmtegeleidings- coefficient W/mK	0.0105	0.492
Massastroom kg/s	vloeistof		7.44	Viscositeit 10 ⁻⁵ Ns/m ²	0.756	11.5
	niet cond. gas	9.56		Dichtheid kg/m ³	3.109	577
Soortelij- ke warmte KJ/kgK	vloeistof		5.44	Volumestroom m ³ /s	3.074	0.014
	niet cond. gas	1.063		Temp. IN °C	-178.	45.0
				Temp. UIT	-39.75	15.1
				Werkdruk bar	1.1	17.90
				Drukval (ber.) bar	0.007	0.01
				Materiaal	RVS	
ONTWERPCONDITIES :						
Capaciteit : KW		Druk (max) : 45 bar		Drukval (toegestaan) : bar		
Temperatuur (max) :				Volumestroom (totaal) :		
				Log. temperatuurverschil : 131.6 °C		

WARMTEWISSELAARSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer : H 59.		Fabrieksnummer:				
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :						
Functie	: boiler	Pijpen	Diam.inw./uitw.	: 20/25 mm		
Positie	: horiz./vert.		Lengte	: 6 m		
Type	:		Aantal	: 1024		
Capaciteit (benodigd)	: 23735 KW	Mantel	Diameter	: 0.95 m		
Vervuilingsweerstand	: $0.1 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{kW}$		Lengte	: 7 m		
Overallwarmteoverdracht	: $684 \text{ W}/\text{m}^2 \text{ K}; 169$					
Warmtewisselend oppervlak:	483 m^2		Aantal keerschotten	: 19		
Aantal passages pijpzijde:	4		Afstand keerschotten	: 0.3 m		
			Keerschotten, opening	: 15 %		
BEDRIJFSCONDITIES :						
		Mantel/ Lucht- zijde	Pijp- zijde	Mantel/ Lucht- zijde	Pijp- zijde	
Soort fluidum						
Massastroom kg/s	totaal vloeistof deeltjes		11.3	Massastroom te verdampenkg/s	11.3	
	condenseerbaar gas... stoom		11.3	Warmtegeleidingscoëfficiënt.. $\text{W}/\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$.01337	
	niet condenseerbaar....			Verdampingswarmte..... kJ/kg	36153	
				Gem.viscositeit...cP	1.449	10.
Soortelijke warmte $\text{kJ}/\text{kg} \text{ } ^\circ\text{C}$	gemiddeld vloeistof deeltjes	4.33	2.156	Gem.dichtheid..... kg/m^3	25.92	5.17
	condenseerbaar gas... stoom			Volumestroom (tot.) m^3/s		
	niet condenseerbaar....			Temp. IN..... $^\circ\text{C}$	340	181.35
				Temp. UIT..... $^\circ\text{C}$	222.2	220.
				Werkdruk..... bar	173.4	10.3
				Drukval (berekend). bar	1.7	0.25
				Materiaal.....		
ONTWERPCONDITIES :						
Capaciteit	: kW	Drukval (toegestaan)		: bar		
Druk (max.)	: 274 bar	Volumestroom (totaal)		: m^3/s		
Temperatuur (max.)	: $^\circ\text{C}$	Log.temperatuurverschil		: $86.8/136.8 \text{ } ^\circ\text{C}$		

* Doorstrepen wat niet van toepassing is.

WARMEWISSELAARSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer : H 60		Fabrieksnummer:				
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :						
Functie	: condensor	Pijpen	Diam. inw./uitw.	: 20/25	mm	
Positie	: horiz.		Lengte	: 6	m	
Type	:		Aantal	: 2628		
Capaciteit (benodigd)	: 19116.5 KW	Mantel	Diameter	: 1.50	m	
Vervuilingsweerstand	: 0.5 m ² °C/kW		Lengte	: 7	m	
Overallwarmteoverdracht	: variabel					
Warmtewisselend oppervlak:	1238 m ²					
Aantal passages pijpzijde:	4	Aantal keerschotten		: 5		
		Afstand keerschotten		: 1	m	
		Keerschotten, opening		: 15	%	
BEDRIJFSCONDITIES :						
		Mantel/ Lucht- zijde	Pijp- zijde	Mantel/ Lucht- zijde	Pijp- zijde	
Soort fluidum		N ₂ +H ₂ + NH ₃	H ₂ O	Massastroom te con-		
Massastroom kg/s	totaal vloeistof deeltjes	14.1	914.4	denseren.....	8.4	
	condenseer- baar gas...			Warmtegelei- dingscoëfficiënt..	var.	0.602
	stoom			Verdampings- warmte.....	var.	
	niet conden- seerbaar....			Gem. viscositeit 10 ⁻⁵	var.	0.894
Soortelij- ke warmte kJ/kg°C	gemiddeld vloeistof deeltjes condenseer- baar gas... stoom niet conden- seerbaar....	zie tabel 2	4.18	Gem. dichtheid.....	var.	997.08
				Volumestroom (liq.)	0.015	0.162
				Temp. IN.....	60.1	20
				Temp. UIT.....	30.0	25
				Werkdruk.....	173.3	3
Drukval (berekend)	0.65	0.5				
ONTWERPCONDITIES :						
Capaciteit	: KW	Drukval (toegestaan)		: bar		
Druk (max.)	: 274 bar	Volumestroom (totaal)		: 1.06 m ³ /s		
Temperatuur (max.)	: °C	Log. temperatuurverschil		: °C		

Apparatenlijst voor pompen, blowers, kompressoren

Apparaat No:	C31	C34	C36	C39	C44
Benaming, type	synthesegas compressor centr.	synthesegas compressor centr.	synthesegas compressor centr.	synthesegas compressor centr.	synthesegas compressor centr.
te verpompen medium	stikstof	stikstof	stikstof	stikstof waterstof	stikstof waterstof
Capaciteit in kg/s	9.56	9.56	9.56	11.61	11.61
Dichtheid in kg/m ³	1.25				
Zuig-/persdruk in bar abs.	1.0/2.95	2.95/8.68	8.68/21.0	21.0/61.89	61.89/182.4
temp. in °C in / uit	4.9/100	25/117	25/117	25/132	30/148
Vermogen in kW theor./ prakt.	1014/811.3	1014/811.3	1014/811.3	5523/4418.7	5702/4561.8
Speciaal te ge- bruiken mat.					
aantal serie/parallel	1	1	1	1	1

Apparatenlijst voor pompen, blowers, kompressoren

Apparaat No:	C49	C40	P48		
Benaming, type	recycle compressor centr.	koelsysteem compressor centr.	voedings pomp centr.		
te verpompen medium	synthesegas + ammoniak	ammoniak	ammoniak		
Capaciteit in kg/s*	45.03	7.44	8.18		
Dichtheid in kg/m ³	41.85	5.17	557		
Zuig-/persdruk in bar abs.	173.3/182.4	2.56/17.9	2.71/2.76		
temp. in °C in / uit	30.0/30.2	-13.15/ 61.35	-13.15		
Vermogen in kW theor./ prakt.	29.4/23.5	2123/1698	0.027/0.020		
Speciaal te ge- bruiken mat,					
aantal serie/parallel	1	1	1		

Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Apparaat No:	H13	H51	H33/H35/H37	H38/H45	H52	H59
Benaming, type	WW gas / gas		compressor- tussenkoeler gas / water	compressor- tussenkoeler gas / water	WW gas / gas	koeler- sectie gas / water
Medium pijpen-/ mantelzijde			water/ synt.gas	water/ synt.gas		water/ gas
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	383.7	13531.1	803.6	4474.2	1340.6	3127.6
Warmtewisselend oppevl. in m ²	60	1265	15	20	286	15
Aantal ^{serie/} parallel	1	1			1	1
Abs. druk in bar pijpen- / mantelzijde	21/ 1	173.3 182.4	3/ var.	3/ var.	182.4 / 173.3	3/ 173.3
temp. in / uit in °C <u>pijpszijde</u> <u>mantelzijde</u>	25/ 0 -39.8/ 0	124.8 -39.8 6.73 71.2	20 / 40 117 / 25	20 / 40 148 / 25	0 / 6.73 30 / 23.67	20 / 40 140 / 124.8
Speciaal te ge- bruiken mat.	Al					

Afschatting van H50 geeft: $D_i = 1.25$ m; keerschotafstand 0.1 m; baffle cut 15%; warmtewisselend oppervlak 900 m² (1910 pijpen); drukval mantelzijde 8.4 bar; warmteoverdrachtscoëfficiënt aan buiszijde: 1235 W/m²K; drukval buiszijde waar de ammoniak verdampst: 0.001 bar.

Pijp lengte: 6 m.

Apparaatstroom	3		6		10		11		13	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
CH ₄	8.30		8.49		3.40		3.40		3.40	
N ₂	2.81		2.62		2.62		2.62		2.62	
H ₂ O			28.00		18.98		17.47		0.05	
CO					3.19		1.16		1.16	
H ₂					2.22		2.38		2.38	
CO ₂					8.67		12.08		12.08	
Totaal:	11.11		39.11		39.08		39.11		21.69	

Apparaatstroom	47		56							
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
CH ₄	3.40									
N ₂	2.62									
H ₂ O	0.05									
CO	1.16									
H ₂	0.34		2.05							
CO ₂	12.08									
Totaal:	19.65									

M in kg/s
Q in kW

Stroom/Componenten staat

	20		21		49		50		51		52		53		54	
	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
lucht water stikstof waterstof ammoniak argon inert	12.23 0.02		12.23 0.02		9.56	1009.9	9.56		9.56		9.56		9.56		9.56	
					.0007	0.1	.0007		.0007		.0007		.0007		.0007	
TOTAAL	12.25	3422.9	12.25	3039.2	9.56	1010.0	9.56	2327.0	9.56	2710.7	9.56	3569.4	9.56	3732.9	9.56	2929.
	55		56		57		58		59		60		61		62	
	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
Stikstof waterstof ammoniak argon inert	9.56		2.05	8575.6	9.56		9.56		9.56 2.05		9.56 2.05	2936.8 8575.6			7.44	
	.0007		.0002	-0.1	.0007		.0007		.0007 .0002		.0007 .0002	0.2 -0.1			7.44	
TOTAAL	9.56	2921.6	2.05	8575.5	9.56	3740.6	9.56	2937.0	11.61	15931.0	11.61	11512.5	7.44	-11233.8	7.44	-20972.0
	63		64		65		66		67		68		69		70	
	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
stikstof waterstof ammoniak argon inert	7.44		7.44		9.56 2.05		9.56 2.05				9.56 2.05		9.56 2.05		7.44	
					.0007 .0002		.0007 .0002		0.74		.0007 .0002		.0007 .0002		7.44	
TOTAAL	7.44	-22289.4	7.44	-22289.4	11.61	16071.5	11.61	11597.3	0.74	-2217.0	11.61	11509.7	11.61	11597.4	7.44	-12932.0
	71		72		73		74		75		76		77		78	
	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
stikstof waterstof ammoniak argon inert mengentropie	8.18		8.18				32.37 6.94 5.72	376239.2 -4300.2	41.93 8.99 5.72 .0007 .0002		41.93 8.99 5.72 .0007 .0002		41.93 8.99 5.72 .0007 .0002		3.23 .0007 .0002	
TOTAAL	8.18	-24506.4	8.18	-15149.0	8.18	-24506.8	45.03	372321.6	56.64	383918.9	56.64	382578.3	56.64	373220.9	3.23	-9541.0

M in kg/s
Q in kW

Stroom/Componenten staat

	79=87		80		81		82=83=86		84		85		88		89	
	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
stikstof	41.94		41.94		41.94		0.0						32.37		32.37	
waterstof	8.99		8.99		8.99								6.94		6.94	
ammoniak	2.48		2.48		2.48				3.23		3.23		14.10		14.10	
TOTAAL	53.41	397631.1	53.41	384103.0	53.41	382762.4	0.0		3.23	-9541.7	3.23	-9541.7	53.41	430078.6	53.41	380979.1
	90		91		92		93		94		95		96			
	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q		
stikstof	32.37								32.37				32.37			
waterstof	6.94								6.94				6.94			
ammoniak	14.10		8.38		8.38		11.61		14.10		8.38		5.72			
TOTAAL	53.41	367448.6	8.38	-23966.0	8.38	-23966.0	11.61	-33507.7	53.41	348332.1	8.38	-23966.0	45.03	372298.1		

M in kg/s
Q in kW

Stroom/Componenten staat

Temperatuur-entropie diagram van zuurstof.

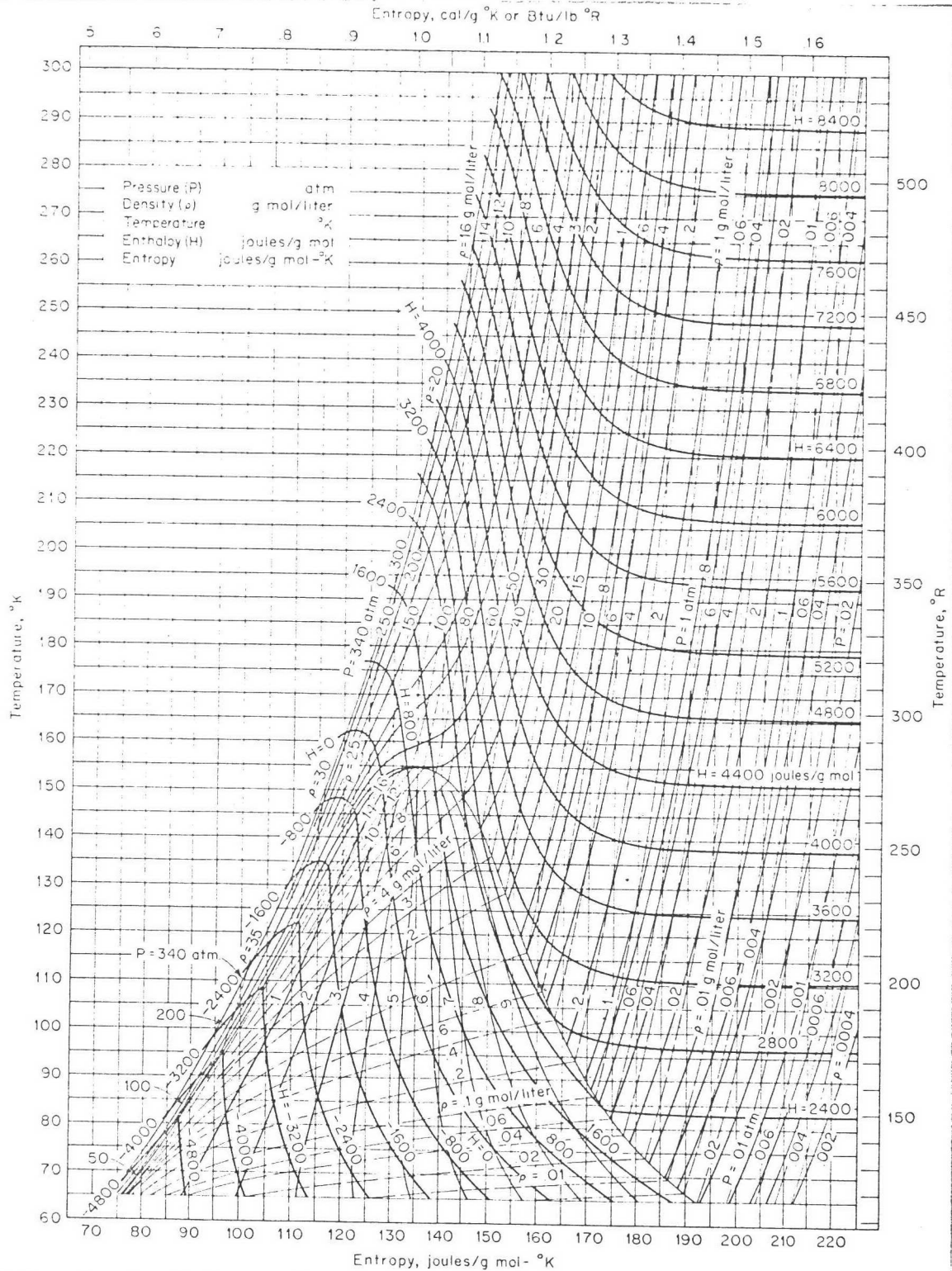


Fig. 3-32. Temperature-entropy chart for oxygen. Pressure P , atm.; density ρ , g. mol./l.; temperature, $^\circ\text{K}$.; enthalpy H , J./g. mol.; entropy, J./g. mol. $^\circ\text{K}$. N.B.S. chart D-56. Reproduced by permission. See also McCarty, N.A.S.A. CR 69250, 1965 (liquid-vapor mixtures to 725 lb./sq. in. abs.); N.A.S.A. Tech. Brief. 67-10440, Marshall SF Center, Huntsville; Mochizuki, Sawada, et al., *Jap. J. Appl. Phys.*, 8, 488 (1969) (vapor-pressure behavior); two Vassarman books on air and its components (referenced under Air); Goodwin, *J. Research N.B.S.*, 73A, 457 (1969); Weber, *J. Research N.B.S.*, 74A, 93 (1970) (to 30 MN/sq. m., 300 $^\circ\text{K}$.); Stewart, Jacobsen, and Myers, *Eng. Expt. Sta. Univ. Idaho Final Rept.*, 1972 (properties to 600 $^\circ\text{R}$. and 5000 lb./sq. in. abs.); Tejada, Castillo, et al., *Hydroc. Proc.*, 45(3), 141 (1966) (enthalpy-log pressure diagram to 4500 lb./sq. in. abs., 1400 $^\circ\text{F}$.); Canjar and Manning, "Thermodynamic Properties and Reduced Correlations for Gases," Gulf, Houston, 1967. For ozone and oxygen-ozone mixtures see Streng, *J. Chem. Eng. Data*, 6, 431 (1961); Birdsall, Jenkins, et al., *J. Chem. Phys.*, 23, 441 (1955).

Temperatuur-entropie diagram vankoolmonoxide.

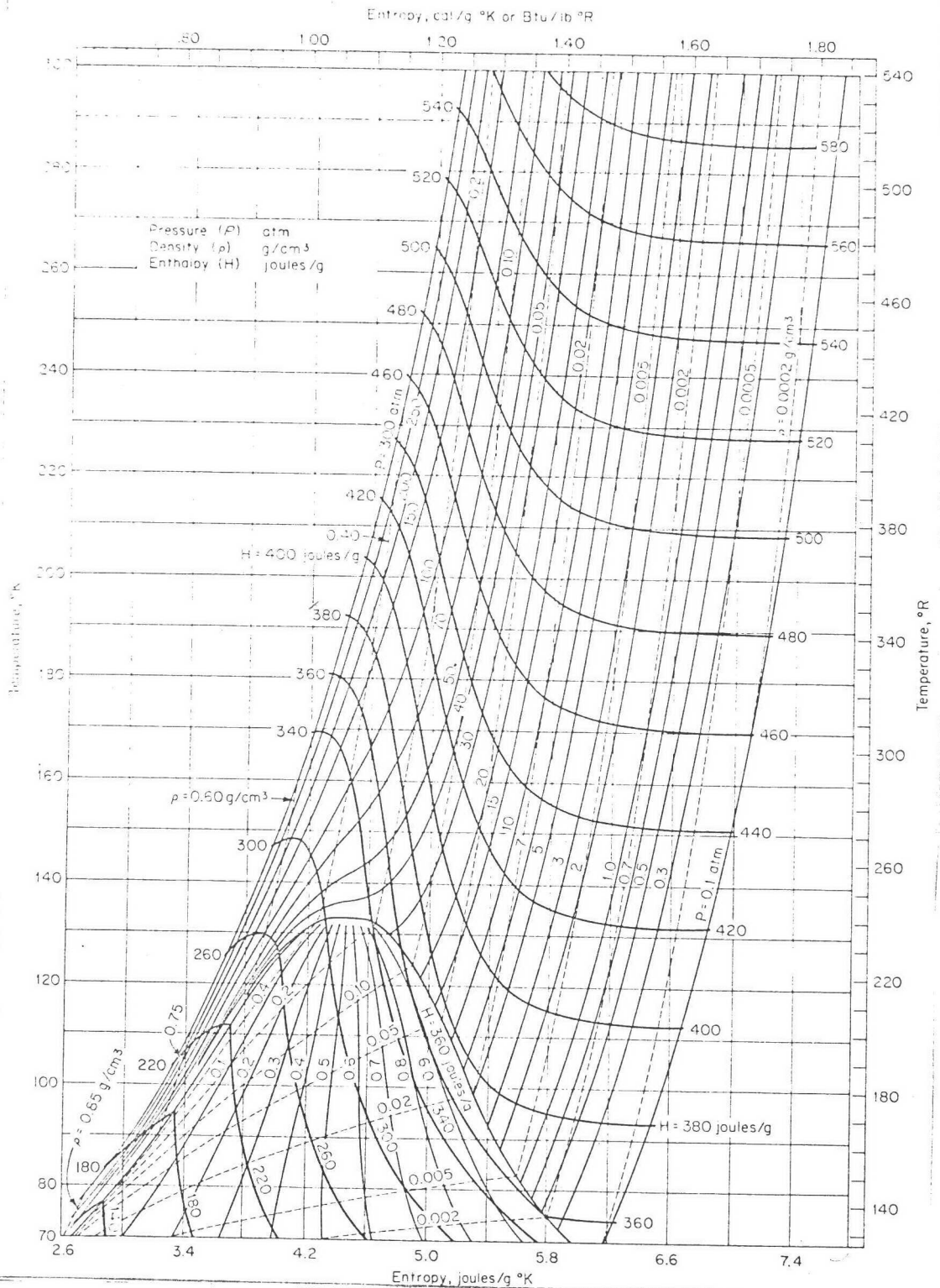


FIG. 3-21. Temperature-entropy diagram for carbon monoxide. (From Hust and Stewart, N.B.S. Tech. Note 202, 1963.) Pressure P in atmospheres; density ρ in grams per cubic centimeter; enthalpy H in joules per gram. A H -log P diagram from -170° to 200°C ., 0.15 to 300 atm., based on Keesom, 1954-1955, and other information, appears in the Landolt-Börnstein tables, vol. IVa, 1967. Canjar and Manning, "Thermodynamic Properties and Reduced Correlations for Gases," Gulf, Houston, 1967, present saturation and superheat tables from -357° to 4000°F ., 1 to 18,000 lb./sq. in. abs. and a H -log P diagram from -300° to 1200°F ., 10 to 2500 lb./sq. in. abs.

Temperatuur-entropie diagram van methaan.

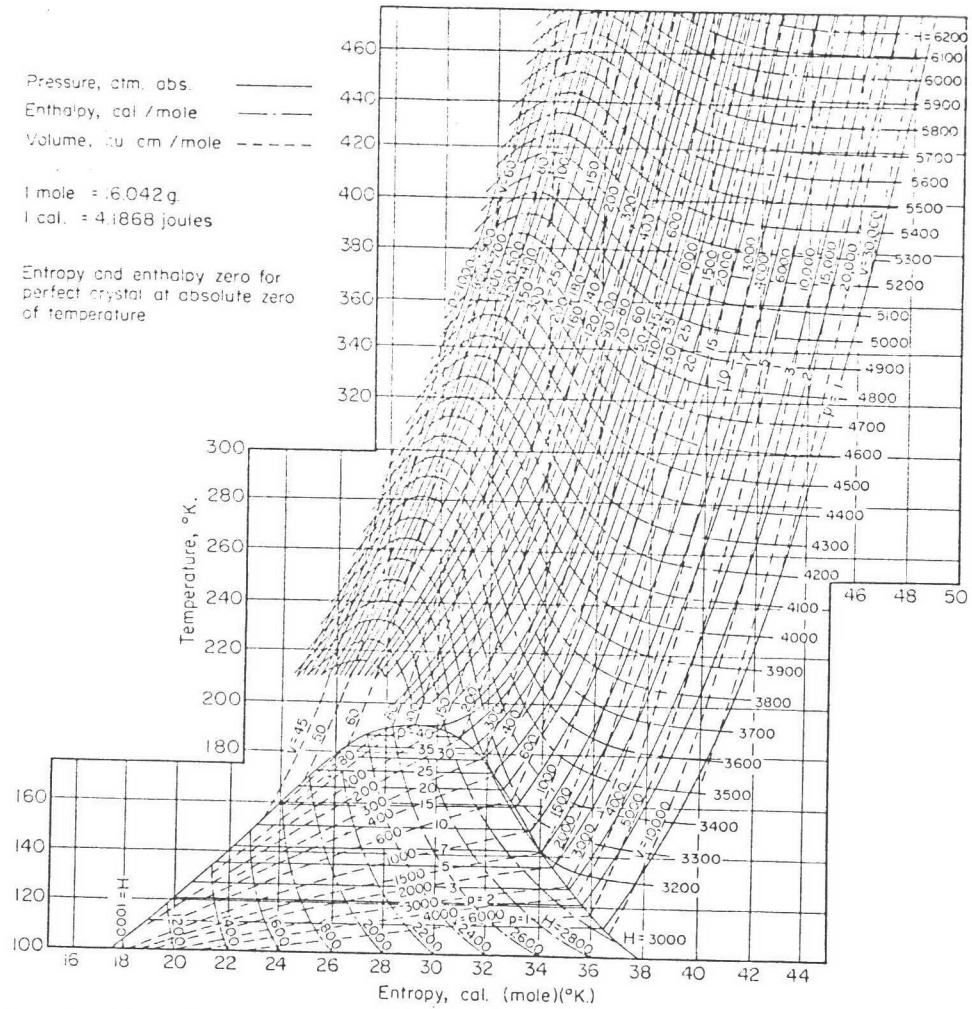


FIG. 3-29. Temperature-entropy diagram for methane. (Reproduced by permission of the author and publishers, Butterworth Scientific Publications, London, England. Copyright material.)

Enthalpie-log druk diagram van water en stoom.

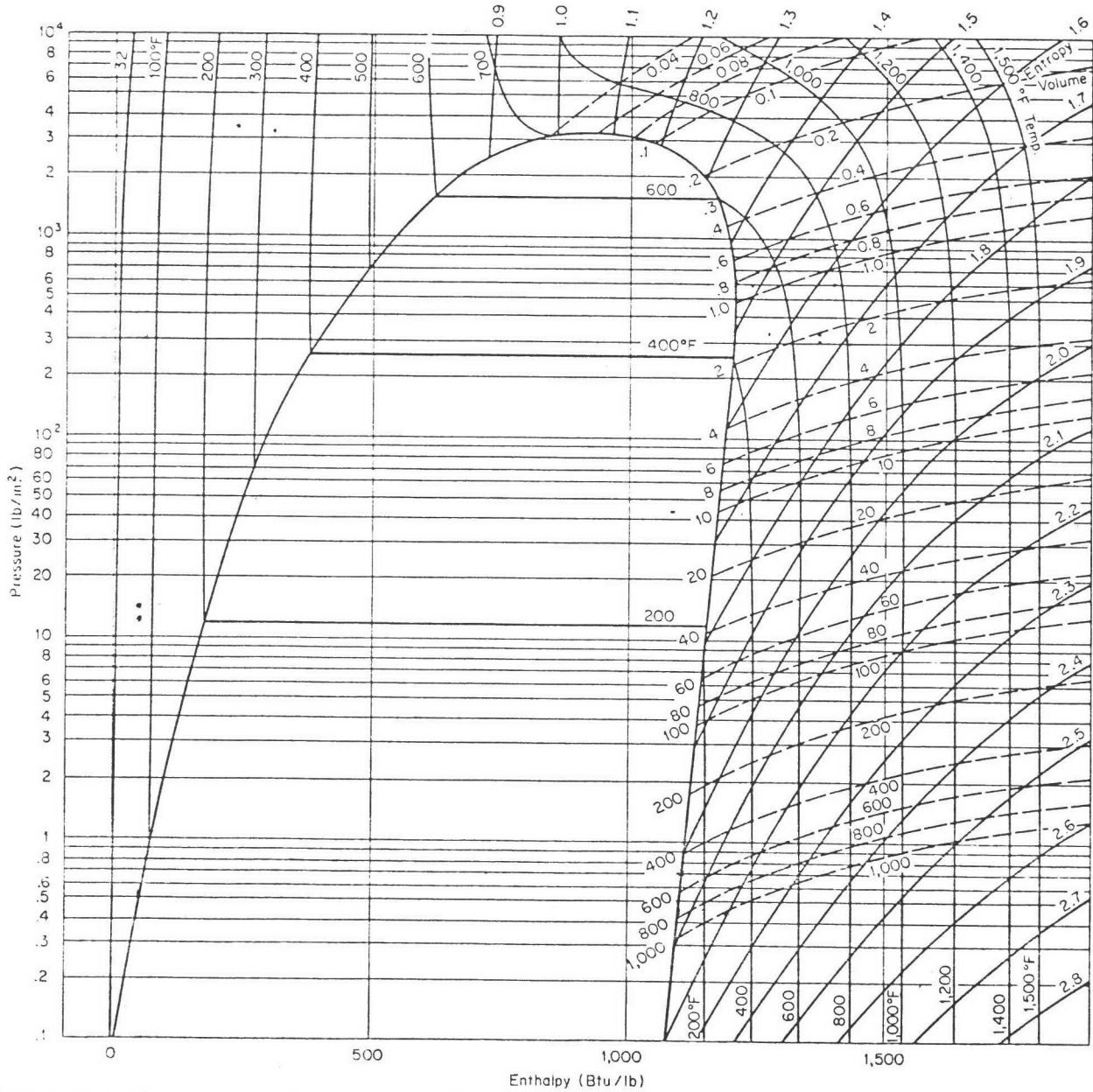


Fig. 3-43. Enthalpy-log pressure diagram for water and steam. Drawn from the 1967 A.S.M.E. Steam Tables. Copyright 1967 by the American Society of Mechanical Engineers, reproduced by permission.

Het vochtigheidsdiagram voor het water-luchtsysteem.

12-4 PSYCHROMETRY

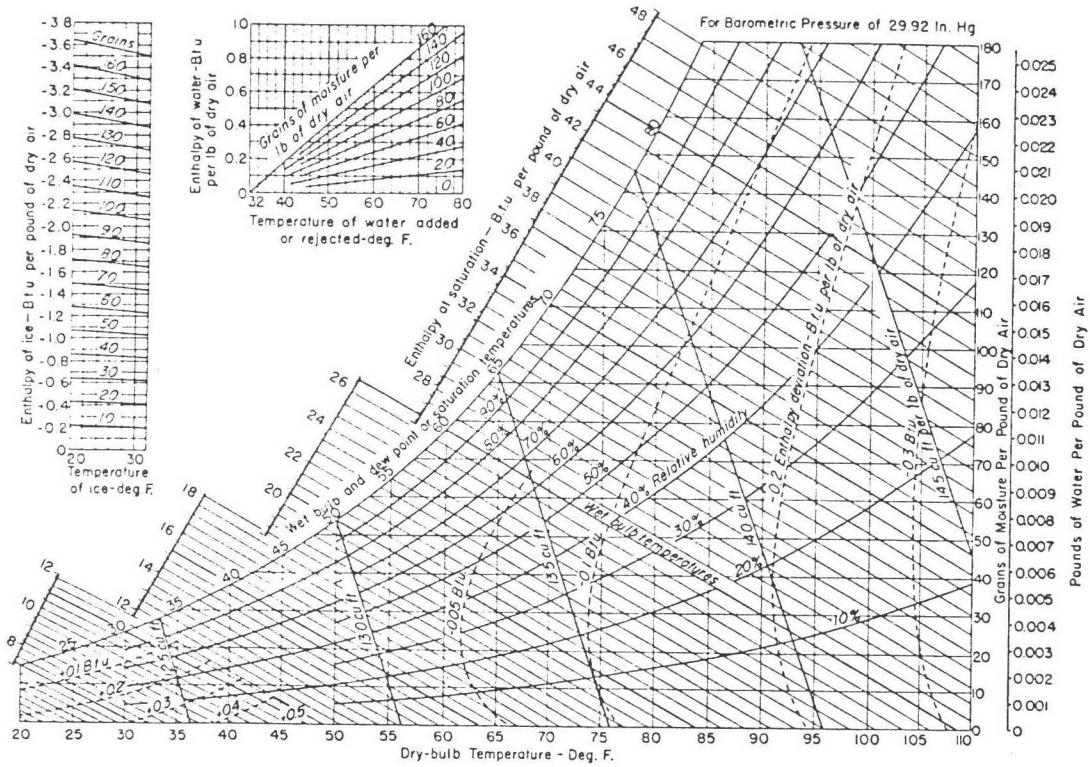


FIG. 12-2. Psychrometric chart—medium temperatures. Barometric pressure, 29.92 in. Hg.

Temperatuur-entropie diagram van kooldioxide.

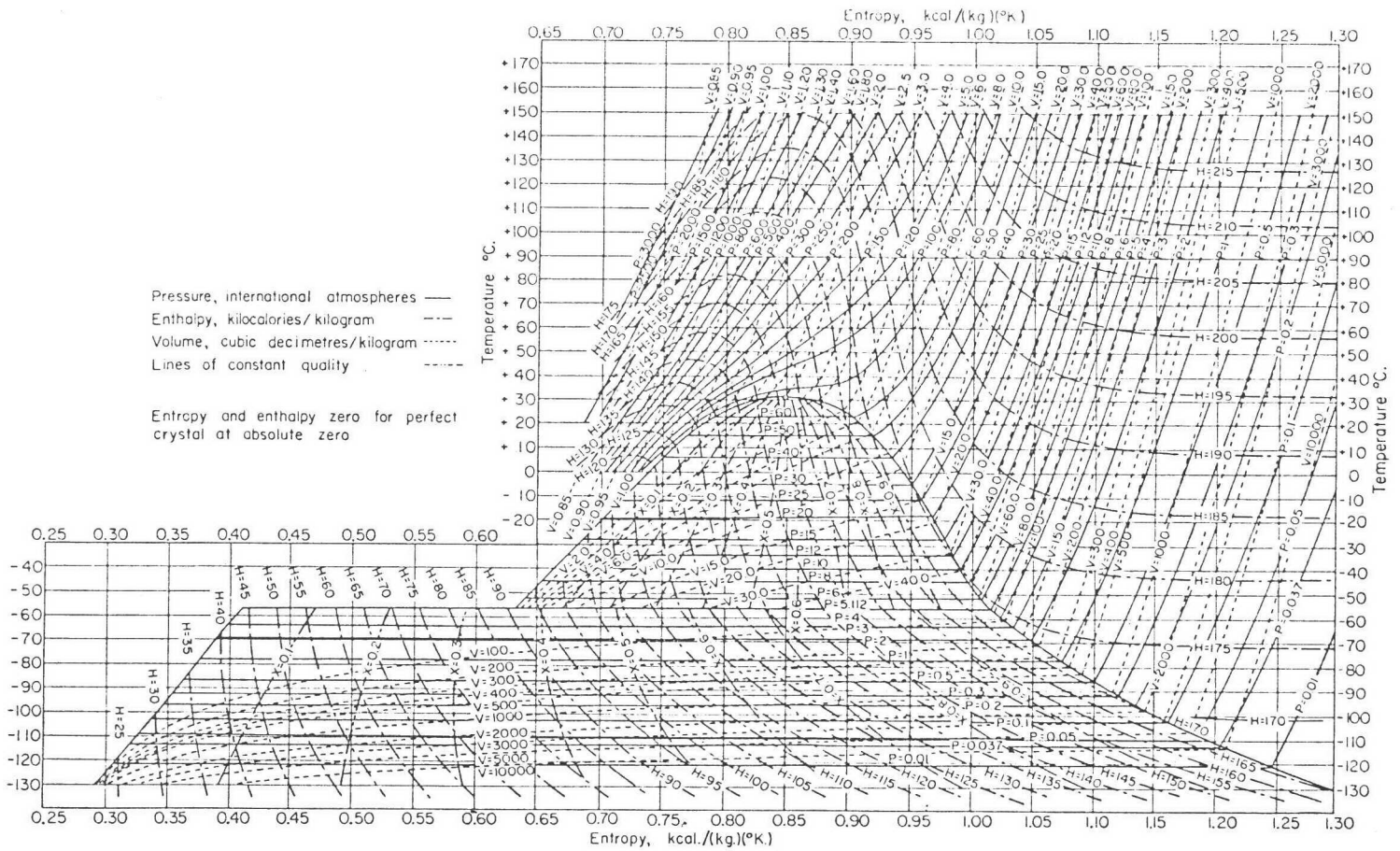


FIG. 3-19. Temperature-entropy diagram for carbon dioxide. [From "Thermodynamic Functions of Gases," vol. 1, Butterworth, London, 1956. Copyright material. Reprinted by permission of the authors and publishers. A wall-sized reproduction of this diagram is obtainable from Butterworth & Co. (Canada), Ltd.]

Temperatuur-entropie diagram van lucht.

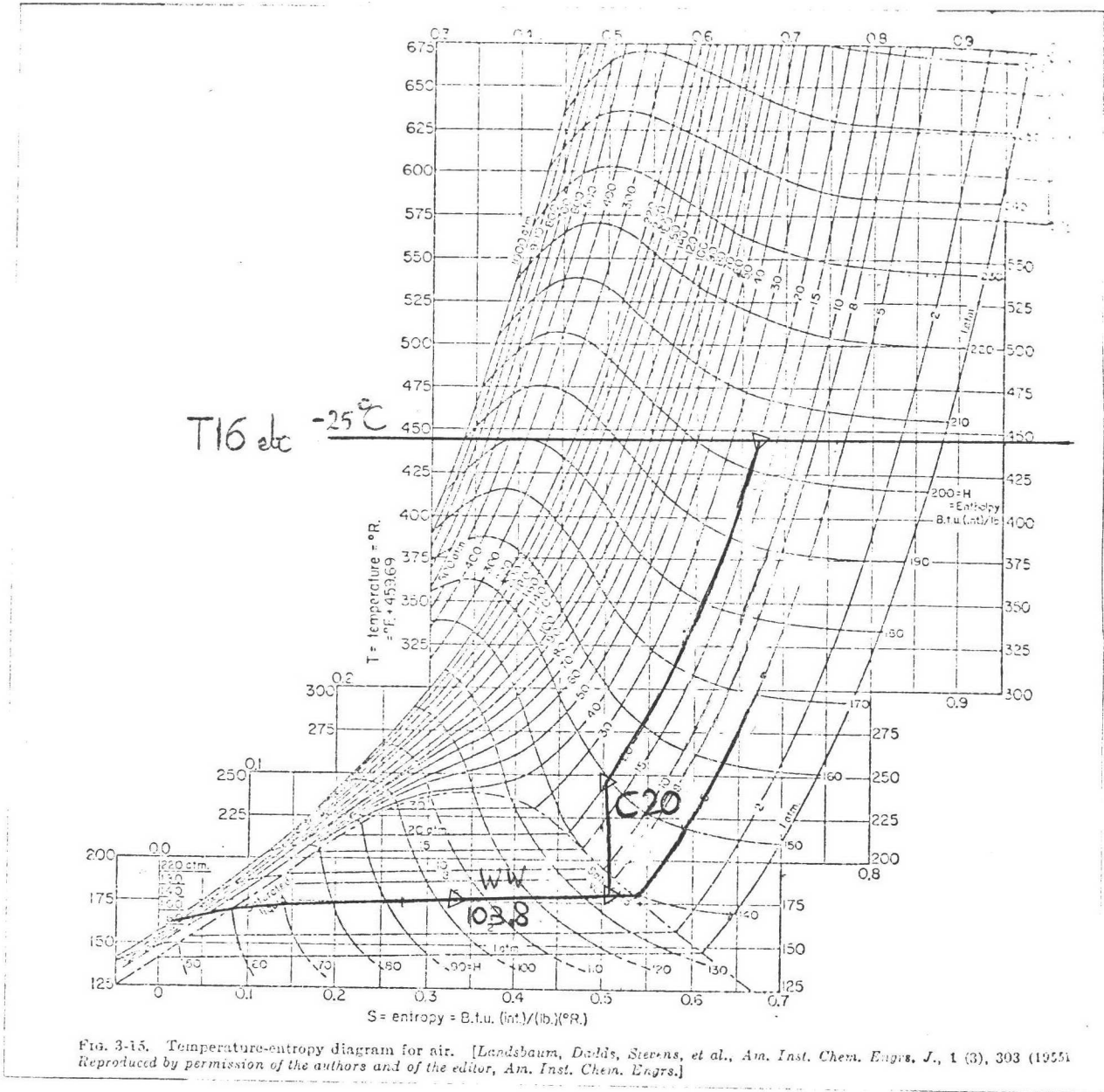


FIG. 3-15. Temperature-entropy diagram for air. [Landsbaum, Doolis, Stevens, et al., *Am. Inst. Chem. Engrs. J.*, 1 (3), 393 (1955).
 Reproduced by permission of the authors and of the editor, *Am. Inst. Chem. Engrs.*]

bar)

32.4
3.3

17.90

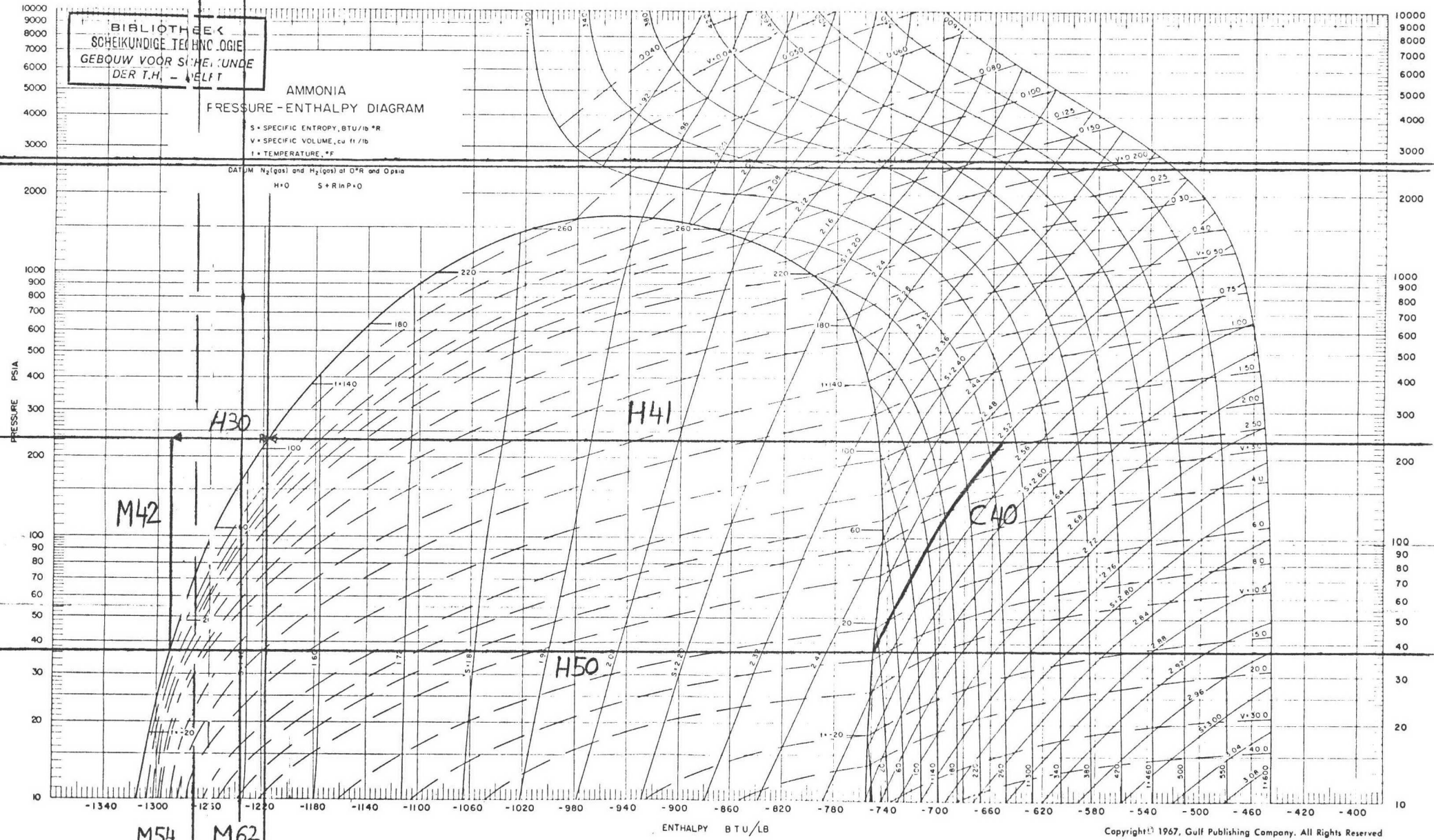
2.56

BIBLIOTHEEK
SCHEIKUNDIGE TECHNISCHE
GEBOUW VOOR SICHEIDUNDE
DER T.H. - MELDT

AMMONIA PRESSURE-ENTHALPY DIAGRAM

S = SPECIFIC ENTROPY, BTU/lb °R
V = SPECIFIC VOLUME, cu ft/lb
t = TEMPERATURE, °F

DATUM N₂(gas) and H₂(gas) at 0°R and 0 psia
H = 0 S = R ln P + O



Copyright © 1967, Gulf Publishing Company. All Rights Reserved

← juiste lijn voor M42 (bij vervallen van H30)



ref. /5/

Het compressorblok C31/C44.

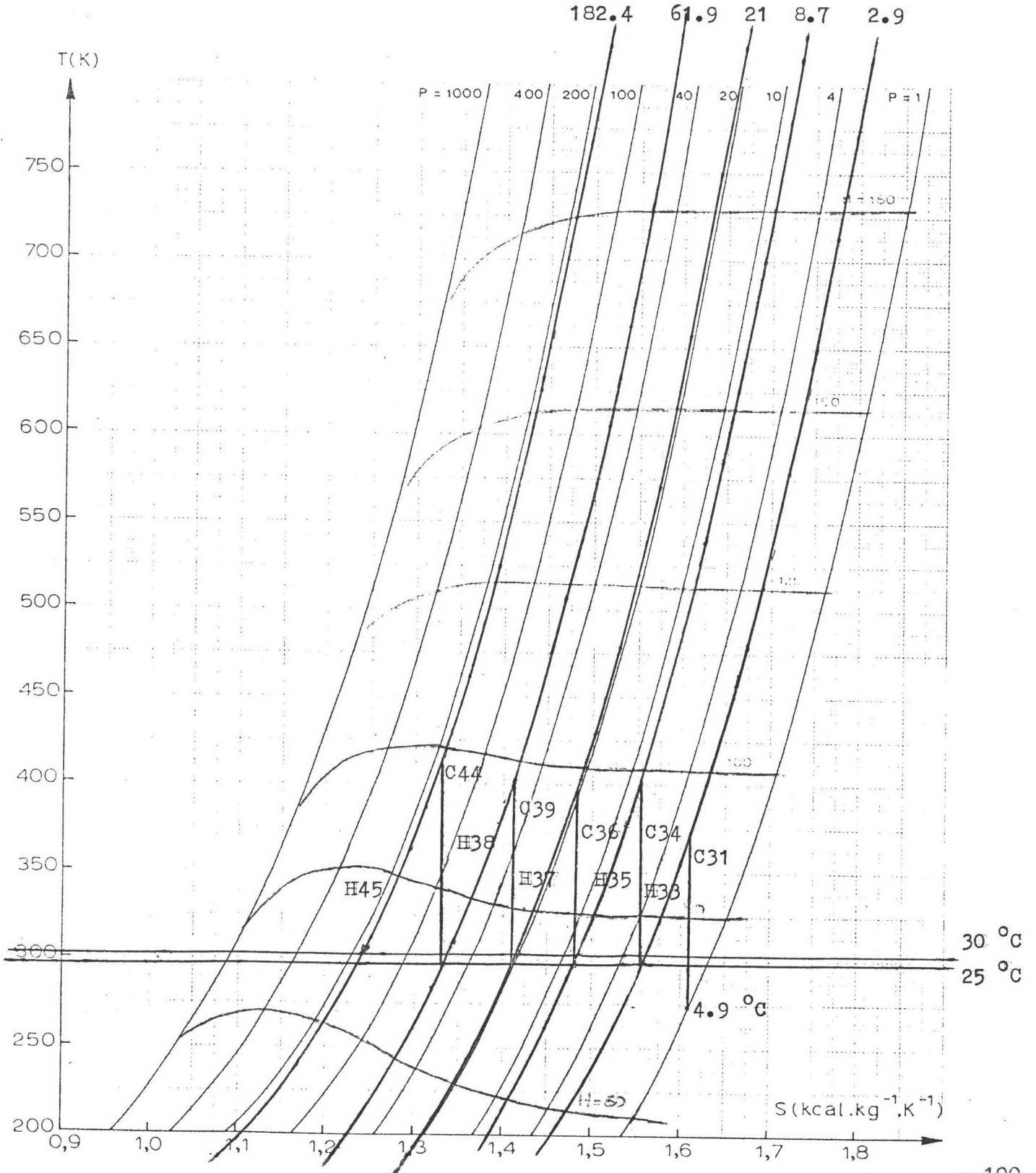
Isentropische compressie van het stikstofgas van 1.01 bar tot 182.4 bar uitgaande van de berekende temperatuur van het stikstofgas dat de warmte-wisselaar H13 verlaat.

diagramme T - S [1]

T - S diagram [1]

P (bar), H (kcal · kg⁻¹)

P (bar), H (kcal · kg⁻¹)



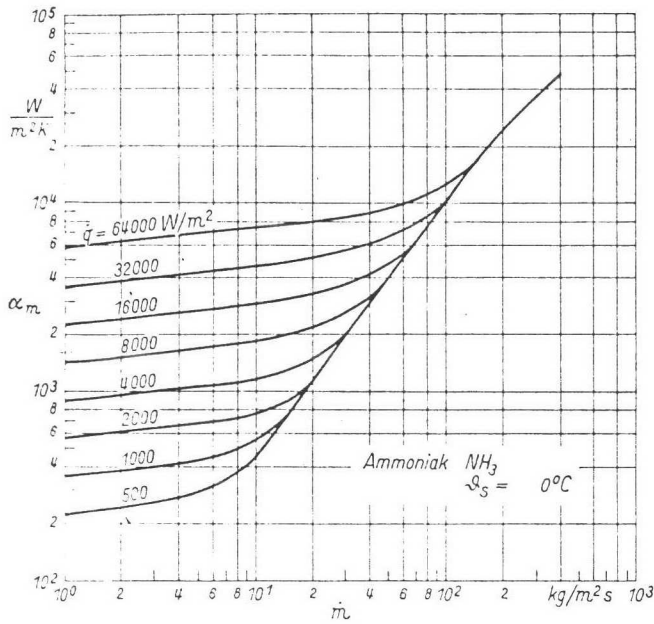


Bild 10

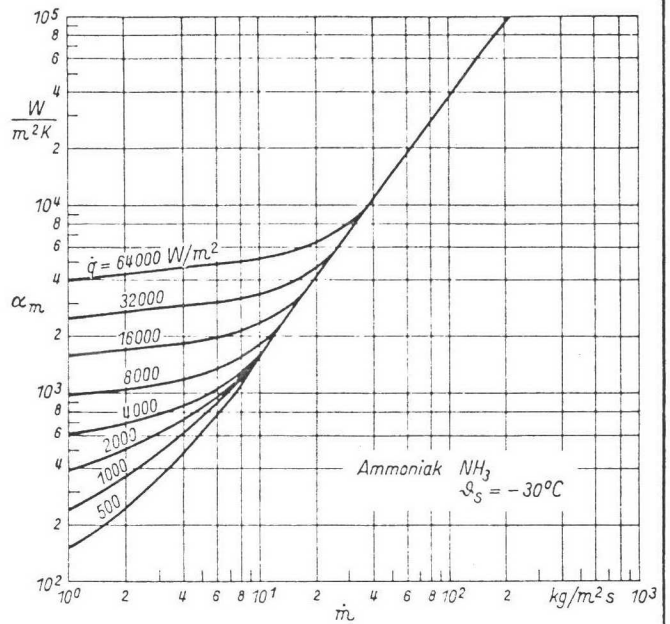


Bild 11

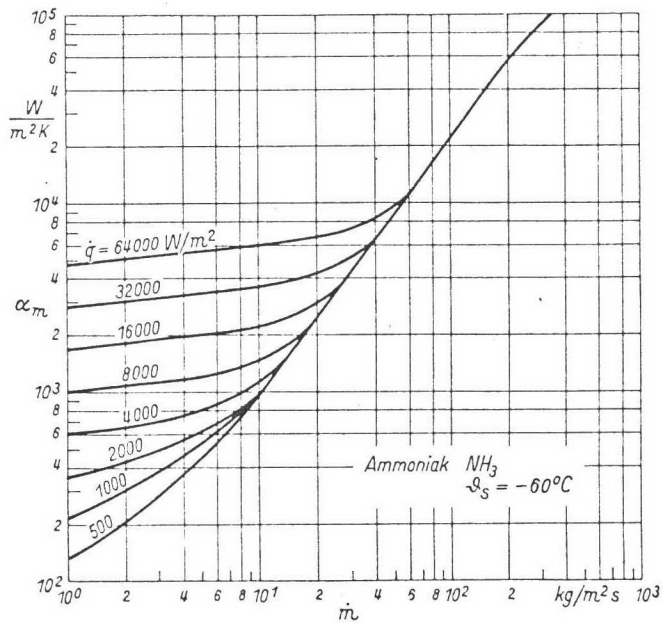


Bild 12

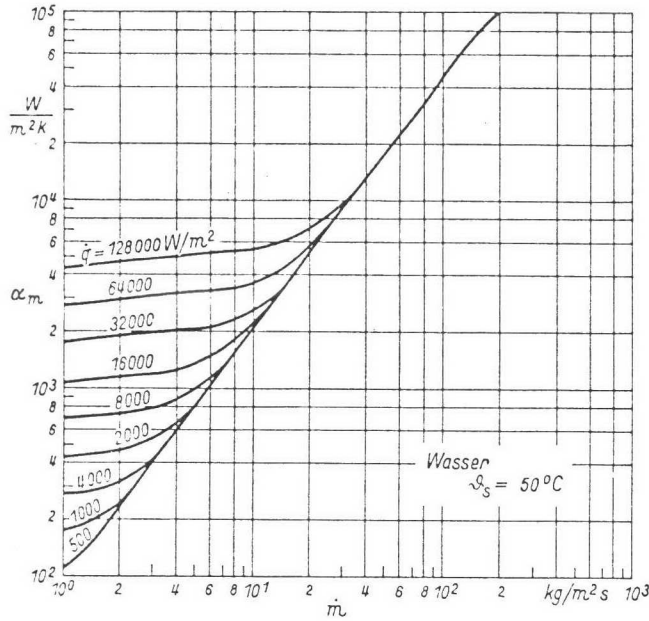


Bild 6

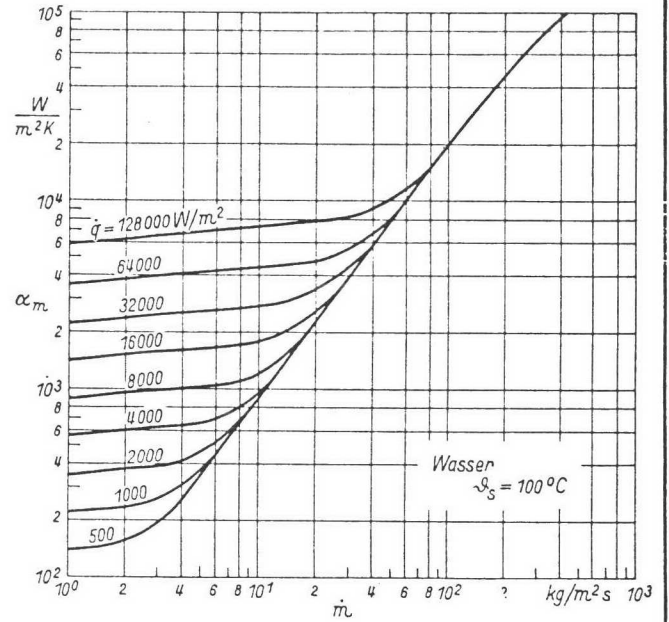


Bild 7

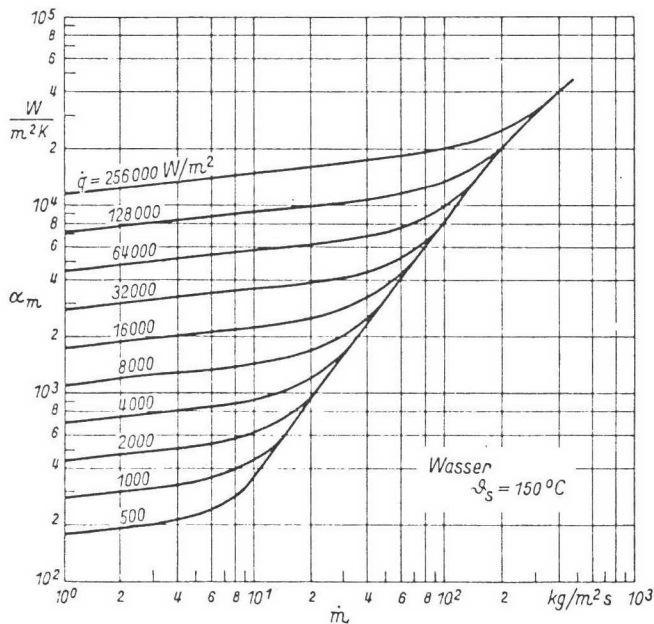


Bild 8

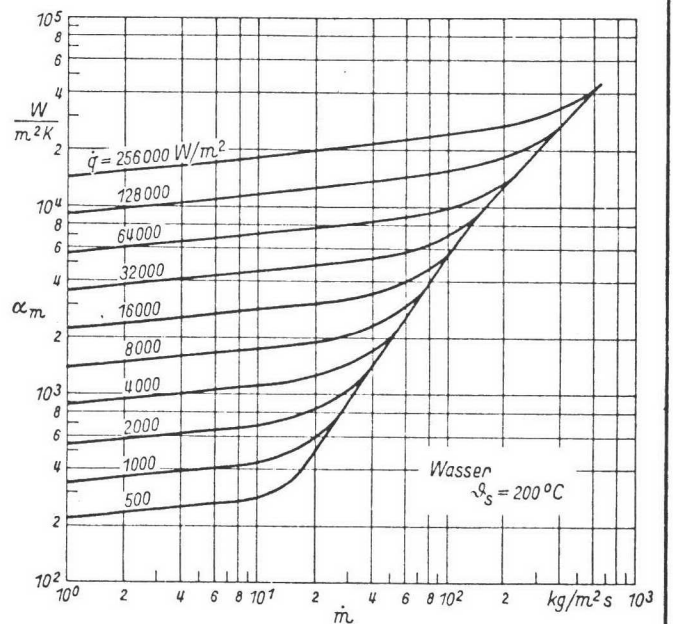
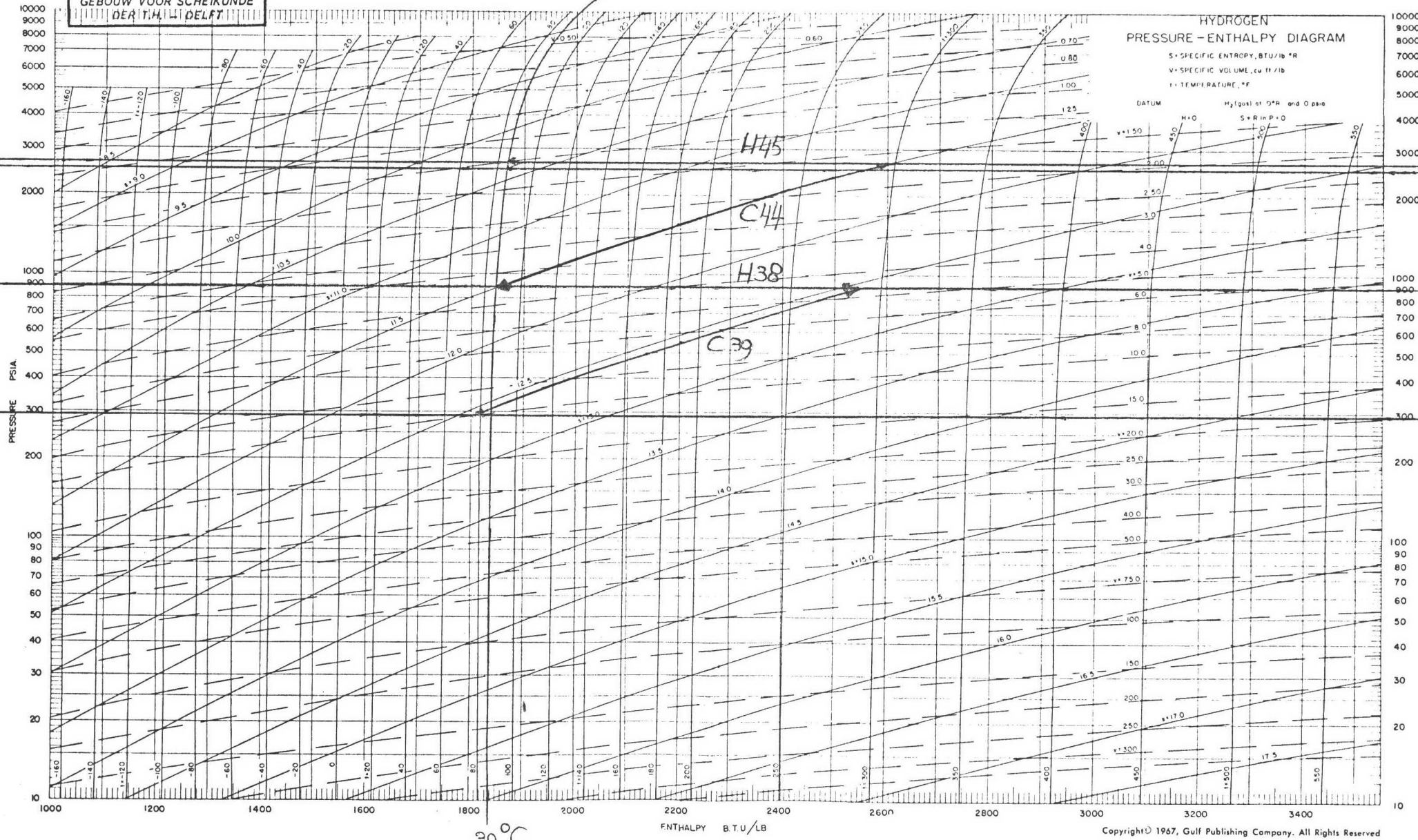


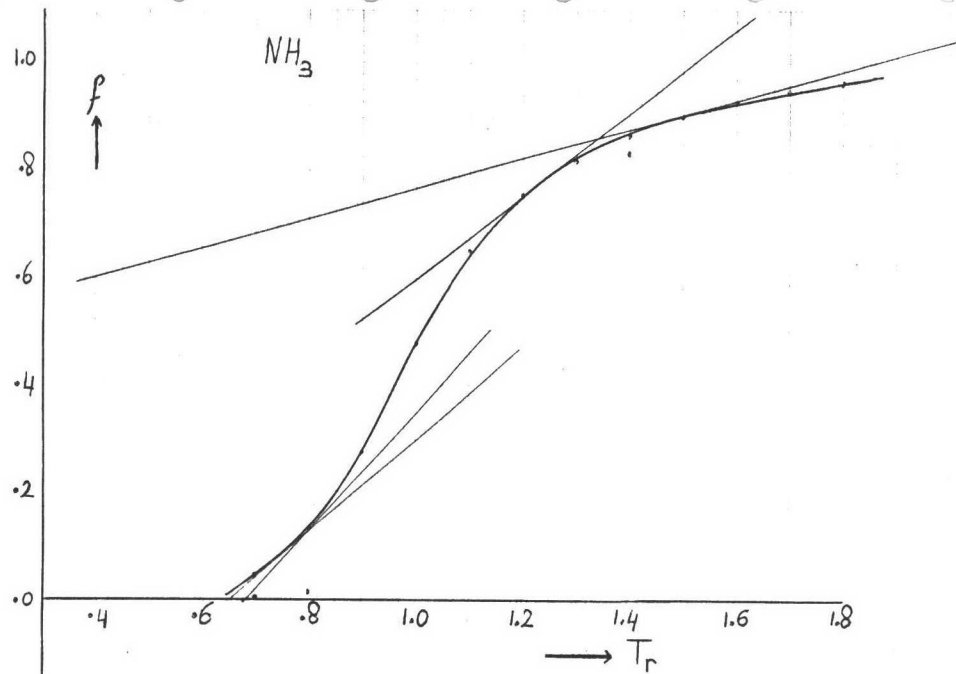
Bild 9

BIBLIOTHEEK
SCHEIKUNDIGE TECHNOLOGIE
GEBOUW VOOR SCHEIKUNDE
DER T.H. W. DELFT

ar)
12.4
13.3
61.9
21



Copyright © 1967, Gulf Publishing Company. All Rights Reserved



Soortelijke warmtes uit Perry 5th ed.

NH₃(vl): c_p = .311 Kj/Kmol.K voor T = 0 °C; .328 Kj/Kmol.K voor T = 40 °C

NH₃(gas): c_p = 6.70 + 0.00630.T

N₂: c_p = 6.50 + 0.00100.T

H₂: c_p = 6.62 + 0.00081.T Kj/Kmol.K

Decompressie term: ref Gas Encyclopaedia:

T	H	N	NH	Q	T	H	N	NH	Q
273	-128.2	2.9	-9.4	-134.7	308	-150.3	2.1	-27.7	-175.9
278	-131.5	2.8	-12.3	-141.0	313	-153.1	2.0	-31.4	-182.5
283	-134.8	2.7	-14.4	-146.5	318	-155.8	1.9	-34.8	-188.7
288	-138.2	2.6	-16.5	-152.1	323	-158.6	1.8	-39.1	-195.9
293	-141.5	2.5	-18.6	-157.6	328	-161.4	1.7	-43.4	-203.1
298	-144.8	2.3	-20.6	-163.1	333	-164.1	1.6	-47.7	-210.2
303	-147.6	2.2	-24.2	-169.6	613	-267	-.2	-10.1	-276

T _r	(log f) ⁰	(log f) ¹	f	T _r	f	T _r	f	T _r	f
.70	-1.120	-.967	.043	1.00	.476	1.30	.817	1.60	.929
.80	-.760	-.512	.129	1.10	.651	1.40	.866	1.70	.949
.90	-.500	-.222	.278	1.20	.751	1.50	.901	1.80	.967

" de tabel staat in Kj/s, uitgaande van een ammoniak productie van 59000.0 Kmol/dag.

Ref: Reid R.C., Prausnitz J.M., Sherwood T.K.; The properties of gases and liquids. McGraw-Hill Book Company, p 108 uitgave van 1977.

De fugaciteit F wordt gegeven door de relatie: $\ln f = (\ln f)^0 + w(\ln f)^1$ met $f = P/P_r$.

Hierin is w de Pitzer's acentric factor.

Er geldt: w = -0.22 (H₂); 0.040 (N₂); 0.250 (NH₃)

NH ₃ : P _r = 1.5				N ₂ : P _r = 5			
T _r	(log f) ⁰	(log f) ¹	ln f	T _r	(log f) ⁰	(log f) ¹	ln f
1.00	-.312	-.042	-.743	1.00	-.589	-.099	-1.265
1.10	-.193	.025	-.430	1.50	-.120	.167	-.261
1.20	-.135	.041	-.287	2.00	-.037	.152	-.071
1.30	-.100	.049	-.202	2.20	-.017	.143	-.026
1.40	-.076	.053	-.144	2.40	-.003	.134	.005
1.50	-.059	.055	-.104	2.60	.007	.127	.028
1.60	-.046	.055	-.074	2.80	.014	.120	.043
1.70	-.036	.054	-.052	3.00	.018	.114	.052
1.80	-.028	.053	-.034	3.50	.025	.101	.067
1.90	-.022	.052	-.021	4.00	.028	.090	.073

Ref: Lendolt-Börnstein II-band-2 teil, 6 Aufl., p 336

De mengentropie $\Delta \bar{H} = -RT^2 \sum (x \frac{\partial f}{\partial T})_i = -RT^2 \sum (x \frac{\partial f}{\partial T_r})_i$

Ref: Perry's Chemical Engineers Handbook 5th ed.

	NH ₃	H ₂	N ₂	
T _c	405.5	33.2	126.0	(K)
P _c	112.4	12.90	33.8	(atm)
P _r	1.512	13.2	5.0	

Ref: Gas Encyclopaedia, Elsevier, p 953 (1976).

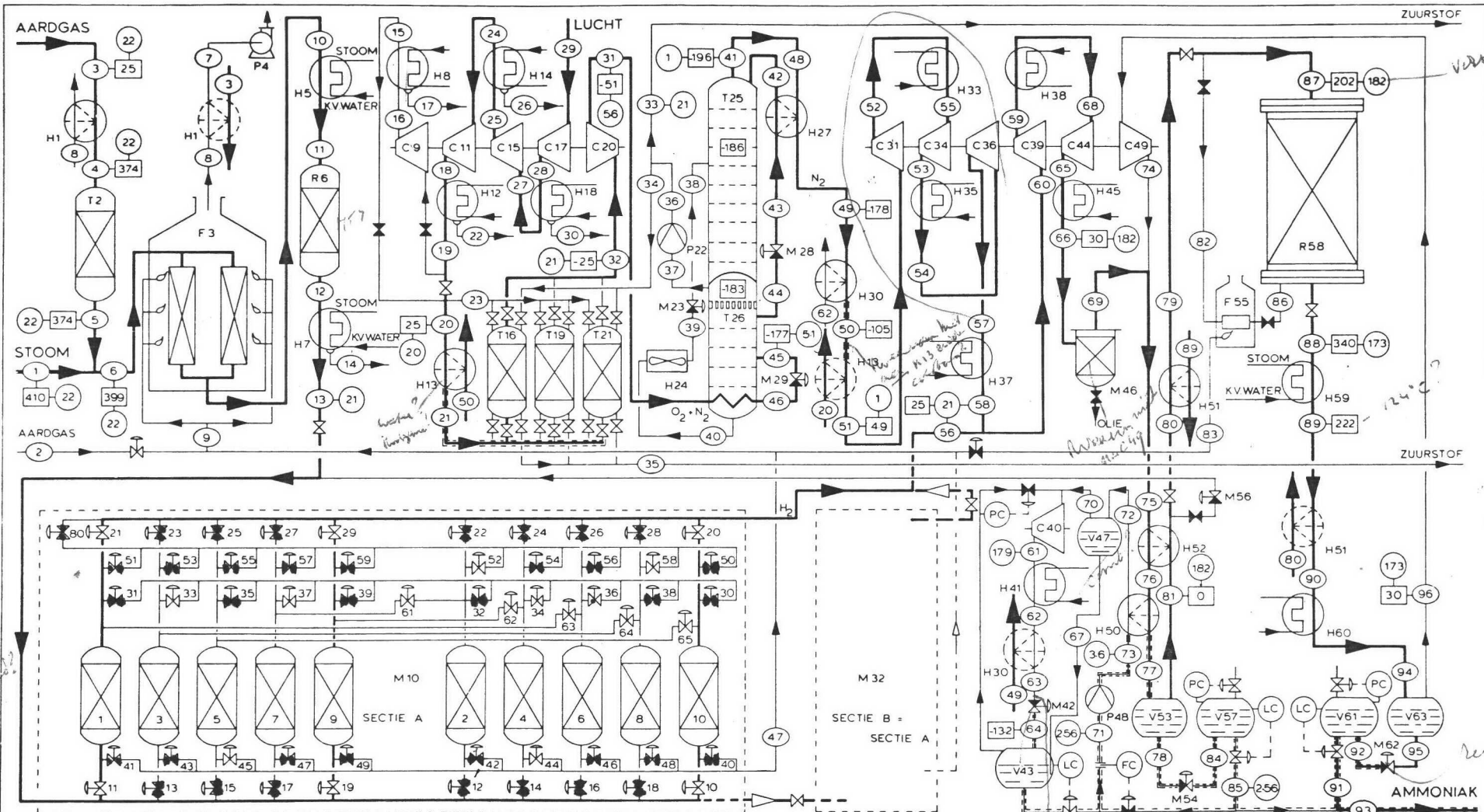
Het dauwpunt van NH₃:

T (K)	P (bar)	T (K)	P (bar)	T (K)	P (bar)	T (K)	P (bar)
230	0.6061	270	3.819	310	14.249	350	38.70
240	1.0158	280	5.518	320	18.73	360	48.03
250	1.6536	290	7.753	330	24.22	370	58.91
260	2.559	300	10.624	340	30.82	380	71.53

De partiëlespanning van 15.2 vol% NH₃ bij 171 atm. is 25.99 atm, zodat het dauwpunt van het gasmengsel dat de reactor verlaat 60.1 °C is.

1) warmte uitwisseling
 (2) 200-250
 2) NH₃ condenser

Steel
 N₂ L₂



Waarom wordt de
 N₂ uit het gas scheiden?
 zie blz 3 & 4. Daarvoor
 worden de laatste
 5% N₂ afgevoerd
 de laatste 5% van
 de laatste 5%?

H 1	WARMTEWISSELAAR
T 2	ONTZWELINGSKOLOM
F 3	FORNIJS/REACTOR
P 4	BLOWER
H 5	KOELER/BOILER
R 6	REACTOR
H 7	KOELER/BOILER
H 8	KOELER
C 9	COMPRESSOR
M10	PSA-UNIT (A)
C11	COMPRESSOR
H12	KOELER
H13	WARMTEWISSELAAR

H14	KOELER
C15	COMPRESSOR
T16	ABSORPTIEKOLOM
C17	COMPRESSOR
H18	KOELER
T19	ABSORPTIEKOLOM
C20	EXPANSIE TURBINE
T21	ABSORPTIEKOLOM
P22	POMP
M23	REDUCEERVENTIEL
H24	REBOILER
T25	DESTILLATIEKOLOM
T26	DESTILLATIEKOLOM

H27	CONDENSOR
M28	REDUCEERVENTIEL
M29	REDUCEERVENTIEL
H30	WARMTEWISSELAAR
C31	COMPRESSOR
M32	PSA-UNIT (B)
H33	KOELER
C34	COMPRESSOR
H35	KOELER
C36	COMPRESSOR
H37	KOELER
H24	KOELER
H38	KOELER
C39	COMPRESSOR

C40	COMPRESSOR
H41	KOELER/CONDENSOR
M42	REDUCEERVENTIEL
V43	BUFFERVAT
C44	COMPRESSOR
H45	KOELER
M46	OLIEAFSCHEIDER
V47	VLST - GASSCHEIDER
P48	POMP
C49	COMPRESSOR
H50	CONDENSOR
H51	WARMTEWISSELAAR
H52	WARMTEWISSELAAR

V53	VLST - GASSCHEIDER
M54	REDUCEERVENTIEL
F55	OPSTART - FORNIJS
M56	REDUCEERVENTIEL
V57	FLASH-TANK
R58	REACTOR
H59	KOELER/BOILER
H60	CONDENSOR
V61	FLASH-TANK
M62	REDUCEERVENTIEL
V63	VLST - GASSCHEIDER

AMMONIAK BEREIDING uit AARDGAS en STOOM met PRESSURE SWING ADSORPTION SYNTHESEGAS ZUIVERING.

JR BLOEMBERGEN en J RIJNSDORP

APRIL 1980

○ Stroomnr. t Temp. in C P₀ Abs druk in bar

