

Bijlagen

Inhoudsopgave

1	Gassamenstellingen	1
1.1	Inleiding	1
1.2	Gasstromen naar de centrale zonder CO ₂ -verwijdering (Optie I)	3
1.2.1	Conventionele centrale	3
1.2.2	STEG	4
1.3	Gasstromen met absorptie voor en na de verbranding (Optie II)	5
1.3.1	Conventionele centrale	6
1.3.2	STEG	7
1.4	Samenstelling verbrandingsgassen na CO-shift en absorptie (Optie III)	9
1.4.1	Conventionele centrale	10
1.4.2	STEG	11
	Literatuur	
2	Rekenmethoden	13
2.1	Warmtewisseling	13
2.1.1	Inleiding	13
2.1.2	De berekeningsmethode	14
2.1.3	Gebruikte literatuurwaarden	16
2.2	Pompen	17
2.3	Compressoren	18
	Literatuur	
3	Optie I, absorber en stripper kolommen	24
3.1	Dimensionering absorber/stripper	24
3.1.1	Bepaling van de kolomdiameter	24
3.1.2	Bepaling van de kolomhoogte	25
3.1.3	Bepaling van het drukverlies over de pakking	27
3.1.4	Bepaling totale kolomhoogte	28
3.2	Stofgegevens	29
3.3	Resultaten voorbeeldberekening	31
3.4	Resultaten absorberberekening	32
3.5	Resultaten stripperberekening	35
	Literatuur	
4	Optie II, rekenmethoden, gegevens en resultaten	38
4.1	Rekenmethode	38
4.1.1	De evenwichtslijn	38
4.1.2	De werklijn	38
4.1.3	De energiebehoefte in de reboiler	39
4.1.4	Het theoretische aantal schotels	40

4.2	Rekenschema kolomdimensionering	41
4.2.1	Keuze van het type vullichaam en zijn afmetingen	41
4.2.2	Bepaling van de flooding grens	41
4.2.3	Bepaling van de kolom diameter	42
4.2.4	Het drukverlies over het gepakte bed	42
4.2.5	De overall hoogte van de overdrachtstrap HTU_{og}	43
4.2.6	De theoretische schotelhoogte: HETP	43
4.2.7	Bepaling totale kolom hoogte	44
4.3	Resultaten van de evenwichts berekeningen voor optie II	45
4.3.1	Procescondities	45
4.3.2	Evenwichtslijnen	45
4.3.3	Vloeistofcirculatie	46
4.3.4	Reboiler duty	46
4.3.5	Pomp arbeid	46
4.3.6	Compressor arbeid	46
	Literatuur	47
5	Optie III	
5.1	Programma CO-shift	49
5.2	Resultaten absorber/stripper berekening	50
	Literatuur	51
6	Centrale rendement	
6.1	Berekening van rendementen	52
6.1.1	Berekening van het thermische rendement van een hoogovengasgestookte gasturbine in vergelijking met een aardgasgestookte gasturbine	52
6.1.2	Berekening van het thermische rendement van een STEG gestookt op hoogovengas	53
6.1.3	Berekening aan de rendementsafname door stoomaftap voor het CO_2 -verwijderingsproces	55
6.2	Berekening van de stoomcyclus	55
6.2.1	Enthalpie	55
6.2.2	Entropieberekening van de verbrandingsgassen	58
	Literatuur	58

Bijlage 1

Figuur 1.1: Samenstelling hoogovengas, gegeven door n.v. UNA.

HOOGOVENGAS

	Referentie stookwaarde	minimum stookwaarde	maximum stookwaarde
Stookwaarde (kJ/Nm ³)	4400	3454	5000
Dichtheid (kg/Nm ³)	1,30	1,35	
Samenstelling (vol.%)			
CO ₂	19,0	20,5	18,8
CO	23,0	21,8	20,3
H ₂	7,0	3,8	9,0
N ₂	49,4	53,3	48,7
CH ₄	1,4	0,5	2,8
C _n H _n	<u>0,2</u>	<u>0,2</u>	<u>0,4</u>
	100,0	100,0	100,0
Aangeboden hoeveelheid (Nm ³ /s)			
maximaal	165	210	145
normaal	140		
minimaal	30		

Bijlage 1: Gassamenstellingen

1.1 Inleiding

Uitgegaan is van de door de U.N.A. opgegeven samenstellingen (zie tabel 1.1).

Voor de conventionele centrale in Velsen wordt de stookwaarde van het gas opgevoerd tot $4,4 \text{ MJ/Nm}^3$, welke waarde hier ook gekozen wordt.

De Wobbe-index [1.1] is het quotiënt van de calorische bovenwaarde en de wortel uit de dichtheid van lucht d :

$$W = \frac{H_s}{\sqrt{d}} \quad (1.1)$$

met

$$d = \frac{\rho_g}{\rho_l} \quad (1.2)$$

Het verschil tussen de calorische onderwaarde (stookwaarde) en de calorische bovenwaarde is de verdampingswarmte van chemisch gevormd water.

Een deel van de afgassen (voornamelijk bestaand uit N_2) kan teruggevoerd worden om de vlamtemperatuur te beïnvloeden. Hier worden de inerte afgassen als alleen N_2 beschouwd.

De theoretische vlamtemperatuur wordt, indien er geen rekening wordt gehouden met dissociatie ($>1500 \text{ }^\circ\text{C}$), bepaald door de volgende vergelijking [1.1]:

$$T = \frac{H_i}{C_{pm} \cdot q_{tot}} \quad (1.3)$$

waarin:

T = theoretische vlamtemperatuur ($^\circ\text{C}$);

H_i = warmte-inhoud verbrandingsgassen (kJ/m^3 , bij volledige verbranding is dit gelijk aan de calorische onderwaarde);

C_{pm} = gemiddelde soortelijke warmte ($\text{kJ/m}^3 \cdot \text{K}$);

q_{tot} = hoeveelheid verbrandingsgassen (m^3/m^3).

In de drie bestudeerde opties worden de berekeningen alleen uitgevoerd voor het hoogovengas met minimale stookwaarde. De gasstromen zijn dan maximaal.

Hoogovengas (minimale stookwaarde)

Normaalcondities: $T_1 = 0^\circ\text{C}$;
 $p_1 = 1,013 \text{ bar}$.

Samenstelling:

	vol%	mol/s
CO ₂	20,5	1920,3
CO	21,8	2042,1
H ₂	3,8	356,0
N ₂	53,3	4992,8
CH ₄	0,5	46,8
C _n H _m	0,2	18,7

Gemiddelde molmassa: $m_1 = 30,3 \text{ kg/kmol}$

Dichtheid: $\rho_1 = 1,35 \text{ kg/m}^3$

Debiet: $210,0 \text{ Nm}^3/\text{s}$
 $283,7 \text{ kg/s}$
 $9,4 \text{ kmol/s}$

Stookwaarde: $H_1 = 3,5 \text{ MJ/Nm}^3 = 77,3 \text{ MJ/kmol}$

Energieinhoud ingaande gasstroom: 724 MW

1.2 Gasstromen naar de centrale zonder CO₂-verwijdering (Optie 1)

1.2.1 Conventionele centrale

(minimaal vereiste stookwaarde $H_i = 4,4 \text{ MJ/Nm}^3$)

Hoogovengas	min.	ref.	max.
H_i (MJ/Nm ³)	3,5	4,4	5,0
Wobbe-index	5,3	6,3	7,0
Bij te mengen aardgasfractie (vol%) om $H_i = 4,4$ te verkrijgen	2,8	0,0	0,0
Volume Aardgas (m ³)	5,9	0,0	0,0
Ingaande mengsel aardgas/hoogovengas (vol%)			
CO ₂	19,9	19,0	18,8
CO	21,2	23,0	20,3
H ₂	3,7	7,0	9,0
N ₂	51,8	49,4	48,7
O ₂	0,0	0,0	0,0
CH ₄	3,0	1,4	2,8
C _n H _m	0,4	0,2	0,4
Wobbe-index (MJ/Nm ³)	6,2	6,3	7,0
Totaal stroom mengsel (kmol/s)	18,7	13,8	13,2
Lucht/gas verhouding voor stoichiometrische verbranding	0,94	0,89	1,04
T_{vlam} (°C)	1483	1557	1636

Uitgaande gasstroom (afgassen)

(vol%)			
CO ₂	24,6	25,2	22,5
N ₂	69,4	68,7	69,0
O ₂	0,0	0,0	0,1
H ₂ O	6,0	6,0	8,3
 Totale stroom afgassen (kmol/s)	 17,6	 12,8	 12,3

1.2.2 STEG

De vereiste stookwaarde voor de STEG wordt bepaald door de eisen gesteld door de gasturbine aan de brandstof. Om de aanpassingen te minimaliseren wordt het hoogovengas bijgemengd met aardgas tot middencalorisch gas met een stookwaarde van 5,0 MJ/Nm³ (minimaal vereiste stookwaarde H_i = 5,0 MJ/Nm³).

Hoogovengas	min.	ref.	max.
H _i (MJ/Nm ³)	3,5	4,4	5,0
Wobbe-index (MJ/Nm ³)	5,3	6,3	7,0
Benodigde Aardgasfractie %	4,5	2,3	0,0
Volume Aardgas (m ³)	9,9	3,9	0,0

Ingaand mengsel aardgas/hoogovengas

CO ₂ (vol%)	19,6	18,6	18,8
CO (vol%)	20,9	22,5	20,3
H ₂ (vol%)	3,6	6,9	9,0
N ₂ (vol%)	51,0	48,3	48,7
O ₂ (vol%)	0,0	0,0	0,0
CH ₄ (vol%)	4,4	3,4	2,8
C _n H _m (vol%)	0,5	0,4	0,4
 Wobbe-index	 6,8	 6,8	 7,0

Er zijn hier twee molstromen per soort hoogovengas omdat er, als alternatief voor de luchtvermaat om de vlamtemperatuur te controleren, ook afgas teruggevoerd kan worden in de verbrandingskamer. Het afgas wordt hier als pure stikstof beschouwd. Voor de bepaling van de overmaat lucht (terug te voeren afgas), is een vlamtemperatuur van 1100 °C gekozen, wat in moderne gasturbines een gangbare waarde is.

Lucht/gas verhouding	2,02	1,10	2,10	1,09	1,96	1,04
Totaal ingaande gasstroom (kmol/s)	29,6	29,7	23,3	23,4	19,1	19,2
Voor koeling terug te voeren N ₂ (kmol/s) (verwerkt in Totaal)	0	9,1	0	7,7	0	6,0
T _{vlam} (°C)	1101	1100	1100	1101	1101	1101

Uitgaande gasstroom (vol%)

CO ₂	15,8	15,8	15,3	15,2	15,2	15,1
N ₂	72,6	79,4	72,5	79,7	72,3	79,2
O ₂	6,7	0,1	7,2	0,1	6,9	0,1
H ₂ O	4,8	4,8	5,0	5,0	5,6	5,6
Totaal uitgaande gasstroom(kmol/s)	28,4	28,6	22,3	22,3	18,2	18,3

1.3 Gasstromen met absorptie voor en na de verbranding (Optie 2)

Na compressie : T₂ = 30,0°C;
 p₂ = 3,1 bar

Dichtheid: ρ₂ = 3,72 kg/m³

Debiet: 76,2 Nm³/s

Na 90% absorptie van de inkomende CO₂:

Samenstelling gereinigde hoogovengas:

	vol%	mol/s
CO ₂	2,5	191,2
CO	26,7	2042,1
H ₂	4,7	359,5
N ₂	65,3	4994,4
CH ₄	0,6	45,9
C _n H _m	0,2	15,3

Gemiddelde molmassa: $m_3 = 27,1 \text{ kg/kmol}$

Debiet: $207,5 \text{ kg/s}$
 $7,6 \text{ kmol/s}$

Stookwaarde: $H_i = 4,2 \text{ MJ/Nm}^3 = 94,1 \text{ MJ/kmol}$

Energie-inhoud ingaande gasstroom: 720 MW

Dit gas wordt verstoekt in een conventionele- en een STEG-centrale.

1.3.1 Conventionele centrale

Bijmengen met aardgas om tot een stookwaarde van $4,4 \text{ MJ/Nm}^3$ ($98,5 \text{ MJ/kmol}$) te komen:
 $99,5\% \text{ hoogovengas} = 7,648 \text{ kmol/s}$
 $0,5\% \text{ aardgas} = 0,038 \text{ kmol/s}$

Samenstelling van het in de conventionele centrale gestookte mengsel:

	vol%	mol/s
CO ₂	2,5	191,2
CO	26,7	2042,1
H ₂	4,7	359,5
N ₂	65,0	4994,4
O ₂	0,0	0,0
CH ₄	1,1	81,1
C ₂ H ₆	0,2	17,9
C ₃ H ₈	0,0	0,4
C ₄ H ₁₀	0,0	0,1

Conditie: $T_3 = 45^\circ\text{C}$;
 $p_3 = 1 \text{ bar}$

Gemiddelde molmassa: $m_3 = 27,1 \text{ kg/kmol}$

Debiet: $203,3 \text{ m}^3/\text{s}$
 $7,686 \text{ kmol/s}$

Stookwaarde: $H_i = 4,4 \text{ MJ/Nm}^3 = 98,4 \text{ MJ/kmol}$

Energie-inhoud ingaande gasstroom: $756,5 \text{ MW}$

Na verbranding in de conventionele centrale met 5% overmaat lucht in de ingaande gasstroom (lucht/gasverhouding = 0,929):

Samenstelling verbrandingsgassen:

	vol%	mol/s
CO_2	17,2	2351,7
N_2	78,0	10635,7
O_2	0,5	71,5
H_2O	4,2	577,3

Conditie afgas: $T_4 = 120 \text{ }^\circ\text{C}$
 $P_4 = 1 \text{ bar}$

Gemiddelde molmassa: $m_4 = 30,4 \text{ kg/kmol}$

Debiet: $445,7 \text{ m}^3/\text{s}$
 $414,0 \text{ kg/s}$
 $13,636 \text{ kmol/s}$

Uitgaande stroom gecomprimeerd
Conditie: $T_5 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$
 $p_5 = 3 \text{ bar}$

Debiet: $114,6 \text{ m}^3/\text{s}$
 $414,0 \text{ kg/s}$
 $13,636 \text{ kmol/s}$

1.3.2 STEG

Bijmengen met aardgas om tot een stookwaarde van $5,0 \text{ MJ/Nm}^3$ ($112,0 \text{ MJ/kmol}$) te komen:

$$\begin{aligned} 97,6\% \text{ hoogovengas} &= 7,648 \text{ kmol/s} \\ 2,4\% \text{ aardgas} &= 0,184 \text{ kmol/s} \end{aligned}$$

Samenstelling van het in de STEG centrale gestookte mengsel:

	vol%	mol/s
CO_2	2,5	191,2
CO	26,0	2042,1
H_2	4,6	359,5
N_2	63,8	4994,4
O_2	0,0	0,0
CH_4	2,7	214,7
C_2H_6	0,4	27,6
C_3H_8	0,0	1,8
C_4H_{10}	0,0	0,6

Conditie: $T_3 = 45^\circ\text{C};$
 $p_3 = 3 \text{ bar}$

Gemiddelde molmassa: $m_3 = 26,9 \text{ kg/kmol}$

Debiet: $69,1 \text{ m}^3/\text{s}$
 $7,832 \text{ kmol/s}$

Stookwaarde: $H_1 = 5,0 \text{ MJ/Nm}^3 = 112,6 \text{ MJ/kmol}$

Energie-inhoud ingaande gasstroom: $881,8 \text{ MW}$

Na verbranding in de gasturbine met $8,96 \text{ kmol N}_2$ als koelmedium in de ingaande gasstroom (lucht/gasverhouding = 1,060):

Samenstelling verbrandingsgassen:

	vol%	mol/s
CO_2	10,5	2511,1
N_2	85,8	20512,9
O_2	0,0	3,6
H_2O	4,2	882,0

Conditie afgas: $T_4 = 120^\circ\text{C}$;
 $p_4 = 1 \text{ bar}$

Gemiddelde molmassa: $m_4 = 29,3 \text{ kg/kmol}$

Debiet: $781,5 \text{ m}^3/\text{s}$
 $700,8 \text{ kg/s}$
 $23,910 \text{ kmol/s}$

Uitgaande stroom gecomprimeerd
Conditie: $T_5 = 30^\circ\text{C}$;
 $p_5 = 3 \text{ bar}$

Debiet: $200,9 \text{ m}^3/\text{s}$
 $700,8 \text{ kg/s}$
 $23,910 \text{ kmol/s}$

1.4 Samenstelling verbrandingsgassen na CO-shift en absorptie (Optie 3).

Normaalconditie: $T_1 = 0^\circ\text{C}$;
 $p_1 = 1,013 \text{ bar}$

Samenstelling van het bewerkte gas:

	vol%	mol/s
CO_2	2,2	188,0
CO	2,4	204,1
H_2	25,9	2195,8
N_2	58,9	4986,8
CH_4	0,6	46,6
C_nH_m	0,2	18,6
H_2O	9,8	826,5

Gemiddelde molmassa: $m_1 = 20,6 \text{ kg/kmol}$

Dichtheid: $\rho_1 = 0,92 \text{ kg/m}^3$

Debiet: $189,8 \text{ Nm}^3/\text{s}$
 $210,0 \text{ kg/s}$
 $8,468 \text{ kmol/s}$

Stookwaarde: $H_i = 3,4 \text{ MJ/Nm}^3 = 76,7 \text{ MJ/kmol}$

Energie-inhoud ingaande gasstroom: 649 MW

Bij procescondities: $T_2 = 110^\circ\text{C}$;
 $p_2 = 16,5 \text{ bar}$

Dichtheid: $\rho_2 = 10,66 \text{ kg/m}^3$

Debiet: $15,6 \text{ m}^3/\text{s}$
 $210,0 \text{ kg/s}$
 $8,084 \text{ kmol/s}$

1.4.1 Conventionele centrale

Vereiste stookwaarde $4,4 \text{ MJ/Nm}^3$, bijmengen met aardgas:
 $97,1\%$ hoogovengas
 $2,9\%$ aardgas

Samenstelling van het in de conventionele centrale gestookte mengsel:

	vol%	mol/s
CO_2	2,2	178,6
CO	2,3	194,1
H_2	25,1	2085,1
N_2	56,9	4736,5
O_2	0,0	0,0
CH_4	3,1	260,1
C_2H_6	0,4	33,6
C_3H_8	0,0	2,4
C_4H_{10}	0,0	0,7
H_2O	9,9	827,0

Gemiddelde molmassa: $m_3 = 20,5 \text{ kg/kmol}$

Debiet: $186,5 \text{ Nm}^3/\text{s}$
 $8,318 \text{ kmol/s}$

Stookwaarde: $H_i = 4,4 \text{ MJ/Nm}^3 = 98,9 \text{ MJ/kmol}$

Energie-inhoud ingaande gasstroom: 822,5 MW

Na verbranding in de conventionele centrale met lucht in de ingaande gasstroom
(lucht/gasverhouding = 1,030):

Samenstelling verbrandingsgassen:

	vol%	mol/s
CO ₂	4,5	709,8
N ₂	73,0	11504,9
O ₂	0,0	5,5
H ₂ O	22,5	3546,0

Conditie afgas: $T_4 = 0 \text{ }^\circ\text{C}$;
 $p_4 = 1 \text{ bar}$

Gemiddelde molmassa: $m_4 = 26,5 \text{ kg/kmol}$

Debiet: $358,0 \text{ Nm}^3/\text{s}$
 $417,4 \text{ kg/s}$
 $15,766 \text{ kmol/s}$

1.4.2 STEG

Bijmengen met aardgas om tot een stookwaarde van $5,0 \text{ MJ/Nm}^3$ ($112,0 \text{ MJ/kmol}$) te komen:

95,4% hoogovengas
4,6% aardgas

Samenstelling van het in de STEG centrale gestookte mengsel:

	vol%	mol/s
CO ₂	2,1	188,0
CO	2,3	204,1
H ₂	24,8	2195,8
N ₂	56,3	4986,8
O ₂	0,0	0,0
CH ₄	4,6	404,8
C ₂ H ₆	0,5	44,8
C ₃ H ₈	0,0	3,9
C ₄ H ₁₀	0,0	1,2
H ₂ O	9,3	827,0

Gemiddelde molmassa: $m_3 = 20,4 \text{ kg/kmol}$

Debiet: $189,9 \text{ Nm}^3/\text{s}$
 $8,856 \text{ kmol/s}$

Stookwaarde: $H_1 = 5,0 \text{ MJ/Nm}^3 = 111,6 \text{ MJ/kmol}$

Energie-inhoud ingaande gasstroom: $988,7 \text{ MW}$

Na verbranding in de gasturbine met $8,92 \text{ kmol N}_2$ als koelmedium in de ingaande gasstroom (lucht/gasverhouding = 1,180):

Samenstelling verbrandingsgassen:

	vol%	mol/s
CO_2	3,3	903,0
N_2	81,9	22165,1
O_2	0,0	1,3
H_2O	14,7	3987,9

Conditie afgas: $T_4 = 0 \text{ }^\circ\text{C};$
 $p_4 = 1 \text{ bar}$

Gemiddelde molmassa: $m_4 = 27,1 \text{ kg/kmol}$

Debiet: $614,5 \text{ Nm}^3/\text{s}$
 $732,2 \text{ kg/s}$
 $27,057 \text{ kmol/s}$

Literatuur

[1.1] N.V. Nederlandse Gasunie "basisgegevens aardgassen"

Bijlage 2

Bijlage 2: Rekenmethoden

2.1 Warmtewisseling.

2.1.1 Inleiding.

In de procestechnologie is warmtewisseling een belangrijke parameter bij het optimaliseren van allerlei processen. Naast de essentiële warmteoverdracht bij de processen speelt immers het terugwinnen van nog nuttig aan te wenden warmte een belangrijke rol. Deze terugwinmogelijkheid is begrensd door de eis gesteld aan het nog bruikbare temperatuurniveau van de energiestroom. Om te voorkomen dat een onnodig grote hoeveelheid aan warmte naar de omgeving wordt afgevoerd is het raadzaam om, aan de hand van de exergetische beschouwing van het proces, op een voordelig temperatuurniveau te opereren. De exergie van een medium is de, via een reversibel proces naar de omgeving, maximaal winbare energie. De algemene formule voor de exergie van een energiedrager is [2.1]:

$$Ex = (h_1 - h_o) - T_o(S_1 - S_o) \quad (2.1)$$

Hierin is:

- Ex = exergie;
- h_o = entalpie omgeving;
- h_1 = entalpie energiedrager;
- T_o = temperatuur omgeving;
- S_o = entropie omgeving;
- S_1 = entropie energiedrager.

De maximaal terugwinbare exergie is bepaald met behulp van het reversibele Carnotproces. De exergie is in dit geval afhankelijk van de temperatuur volgens de volgende relatie [2.1]:

$$Ex = \left(1 - \frac{T_o}{T}\right)Q \quad (2.2)$$

Hierin is:

- Q = warmtestroom;
- T = omgevingstemperatuur;
- T_o = temperatuur van de warmteoverdracht.

Het exergieverlies van een afvalstroom wordt dus beperkt door een temperatuur te kiezen die de omgevingstemperatuur zo dicht mogelijk benadert. Bij warmtewisselaars zou dit betekenen dat de temperatuur van de uitgaande stroom van het fluïdum waarmee opgewarmd wordt gelijk moet zijn de temperatuur van de ingaande stroom van het op te warmen fluïdum. In deze situatie is er echter geen drijvende kracht meer. Fysisch komt dit dus neer op een oneindig groot warmtewisselend oppervlak van de warmtewisselaar. In de praktijk blijkt een temperatuurverschil van 5 °C bij watergekoelde warmtewisselaars [2.7] en 10 °C bij luchtgekoelde warmtewisselaars haalbaar. De warmteoverdrachtscoëfficiënt van gassen is echter een stuk lager dan van vloeistoffen. In onze situatie waarbij enorme hoeveelheden fluïda gekoeld moeten worden is luchtkoeling geen haalbare zaak vanwege de enorme benodigde warmteoverdragende oppervlakten veroorzaakt door de lage warmteoverdrachtscoëfficiënt van lucht.

2.1.2 De berekeningsmethode

De berekening voor warmtewisselaars met en zonder faseovergang is identiek omdat de gunstige werking van condensors en verdamperen ten opzichte van hun oppervlak is verwerkt in de hoge warmteoverdrachtscoëfficiënten die bij de berekeningen hiervoor gebruikt worden. De algemene vergelijking voor warmteoverdracht over een oppervlak is [2.2]:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_m \quad (2.3)$$

Hierin is:

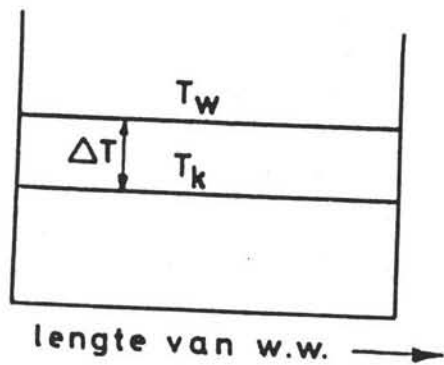
- Q = warmteoverdracht per seconde, (W);
- U = 'overall' warmteoverdrachtscoëfficiënt, (W/m² °C);
- A = warmteoverdragend oppervlak, (m²);
- ΔT_m = gemiddeld logaritmisches temperatuurverschil, (°C).

De "overall" warmteoverdrachtscoëfficiënt U is de reciproke van de "overall" warmteweerstand. Deze "overall" warmteweerstand is de som van alle individuele warmteweerstand [2.2]:

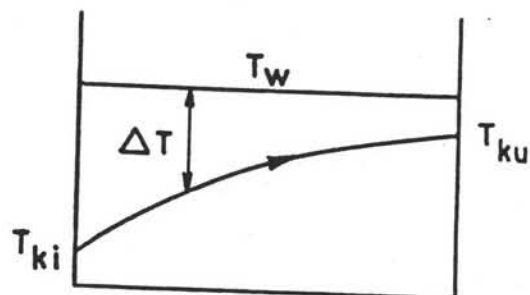
$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k_w} + \frac{d_o}{d_i} \cdot \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} \cdot \frac{1}{h_i} \quad (2.4)$$

Hierin is:

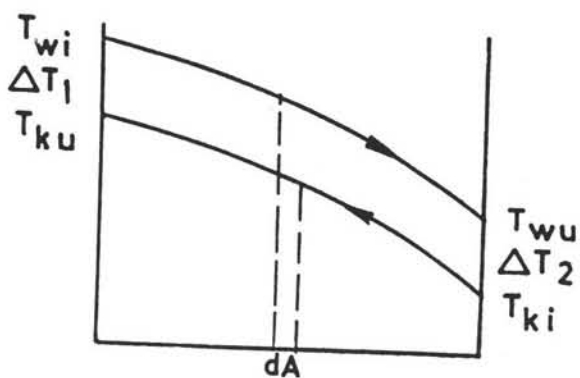
- h_o = filmcoëfficiënt aan buitenkant (W/m² °C);
- h_i = filmcoëfficiënt aan binnenkant;
- h_{od} = vervuilingsfactor buitenkant;
- h_{id} = vervuilingsfactor binnenkant;
- k_w = warmtegeleidingscoëfficiënt wand;



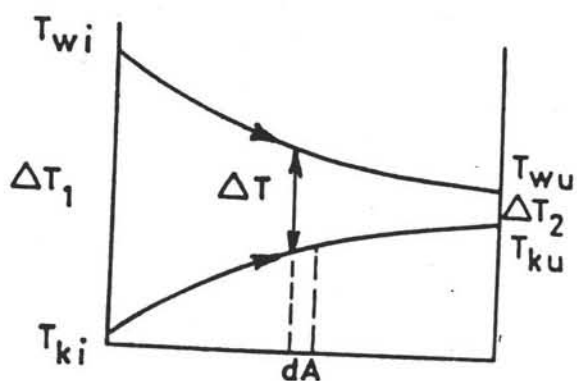
Figuur 2.1: Condenseren en verdampen.



Figuur 2.2: Eénzijdige faseovergang.



Figuur 2.3: Tegenstroom warmtewisselaar.



Figuur 2.4: Meestroom warmtewisselaar.

- d_i = binnendiameter buis (m);
 d_o = buitendiameter buis (m).

In de praktijk gebruikt men veelal de empirisch bepaalde overdrachtscoëfficiënten uit de literatuur [2.2], [2.3], [2.4], [2.5]; zie tabel 2.1 voor de door ons gebruikte overdrachtscoëfficiënten.

Het temperatuurverloop over de verschillende typen warmtewisselaars is te zien in de figuren 2.1, 2.2, 2.3, 2.4. Om de formule (2.3) te kunnen toepassen moeten we dus het gemiddelde logaritmisches temperatuurverschil over de warmtewisselaar zien te bepalen. Dit kan op twee manieren. Bij de eerste methode maken we gebruik van de formule:

$$\overline{\Delta T}_{\text{in}} = \frac{\Delta T_{\text{max}} - \Delta T_{\text{min}}}{\ln\left[\frac{\Delta T_{\text{max}}}{\Delta T_{\text{min}}}\right]} \quad (2.5)$$

Nota Bene: bij tweezijdige fasenovergang geldt:

$$\overline{\Delta T}_{\text{in}} = T_{\text{cond.}} - T_{\text{verd.}} \quad (2.6)$$

Deze betrekking (2.5) geldt echter alleen voor zuivere tegenstroom en gelijkstroom apparaten zonder faseovergang van een der media. In de praktijk zullen de correctiefactoren R en P de niet-idealiteit in rekening brengen.

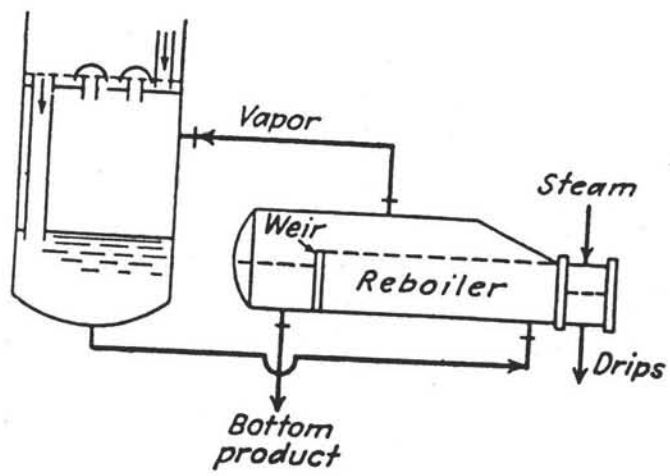
$$R = \frac{T_{wi} - T_{wu}}{T_{ku} - T_{ki}} \quad (2.7)$$

$$P = \frac{T_{ku} - T_{ki}}{T_{wi} - T_{ki}} \quad (2.8)$$

Hierin is:

- R = zg. 'warmtecapaciteisverhouding' tussen koude en warme stroom;
 P = zg. 'temperatuurefficiëntcy';
 T_{wi} = temperatuur warme stroom in;
 T_{wu} = temperatuur warme stroom uit;
 T_{ki} = temperatuur koude stroom in;
 T_{ku} = temperatuur koude stroom uit.

De correctiefactor die gebruikt wordt is een functie van R en P. Als R en P berekend zijn dan is de correctiefactor $F(R,P)$ af te lezen uit de figuren op blz. A1 t/m A7 [2.5]. De tweede methode om het gemiddelde logaritmisches temperatuur-verschil te bepalen maakt gebruik van de grafieken voor verschillende warmtewisselaars uit [2.6] blz. Ca 4 t/m Ca 12. Uit de grafieken bepaalt men een kental Θ . Het gemiddeld logaritmisches temperatuurverschil wordt dan:



Figuur 2.5: Kettletype reboiler.

$$\Delta T_m = \Theta(T_{wi} - T_{ki}) \quad (2.9)$$

2.1.3 Gebruikte literatuurwaarden

Shell and tube warmtewisselaars:

Er zijn een aantal verschillende configuraties mogelijk. Afhankelijk van het aantal doorgangen van de stroom aan de mantelzijde en aan de buiszijde is Θ te bepalen met behulp van de grafieken en tabellen uit de literatuur [2.5], [2.6]. De gebruikte tabellen en grafieken zijn eveneens aangegeven in de tabellen 10.3 en 10.4 uit paragraaf 10.7.

Tabel 2.1: "Overall" warmteoverdrachtscoëfficiënten

warm - koud	bereik U [W/m ² °C]	gekozen U	lit.
gas - gas	10 - 50	40	[2.4]
gas - water	20 - 300	160	[2.4]
water- water	800 - 1700	1200	[2.3]
lucht - water	600 - 680	640	[2.2]
lucht - afgas	55 - 170	85	[2.4]
stoom - water (reboiler)	1500 - 4000	3000	[2.5]

Reboilers:

Er is in alle opties gekozen voor "Kettletype" reboilers, zie figuur 2.5. In deze reboilers wordt een deel van het water van de "arme" solventstroom verdampt met verzadigde stoom van 125 °C. De rest van de vloeistofstroom wordt teruggeleid naar de pomp die het vervolgens weer de absorber inpompt. De warmteoverdrachtscoëfficiënt U voor het condenseren van stoom in een reboiler is ongeveer 3000 W/m² °C [2.2]. Het beschikbare koelwater is 20 °C gesteld. Verder stelt de overheid dat het geloosde koelwater niet warmer dan 45 °C mag zijn.

2.2 Pompen

Bij pompen kan men onderscheid maken tussen verdringerpompen en centrifugaalpompen. De klassieke verdringerpompen, met de heen en weer gaande verdringer zoals de zuiger- en plunjerpomp, hebben een hoog rendement en zijn voor zeer hoge drukken te bouwen. Echter door het kruk-drijfslag mechanisme en het relatief lage toerental zijn het volumieuze en zware machines. De centrifugaalpompen zijn daarentegen, op grond van hun hoge toerentallen en continue werking, compacter van bouw en leveren een debiet c.q. druk zonder oscillaties. Noch druk, noch debiet zijn bij deze in principe aan grenzen gebonden. Het rendement neemt echter af bij toenemende viscositeit zodat boven een waarde van 1000 Cst [2.8] verdringerpompen gebruikt moeten worden. Voorts kiest men bij een combinatie van hoge drukken en lage debieten of als doseerpomp ook een verdringerpomp.

Grote debieten en niet al te hoge drukken, zoals boven uiteengezet, zijn beter te verzorgen met centrifugaalpompen. Afhankelijk van opvoerhoogte en debiet kiest men het type pomp, zie figuur 2.6 [2.9]. Enkele belangrijke typen voor grote debieten zijn de radiaal-pomp (figuur 2.7), de axiaalpom (figuur 2.8), en de diagonaalpom (figuur 2.9).

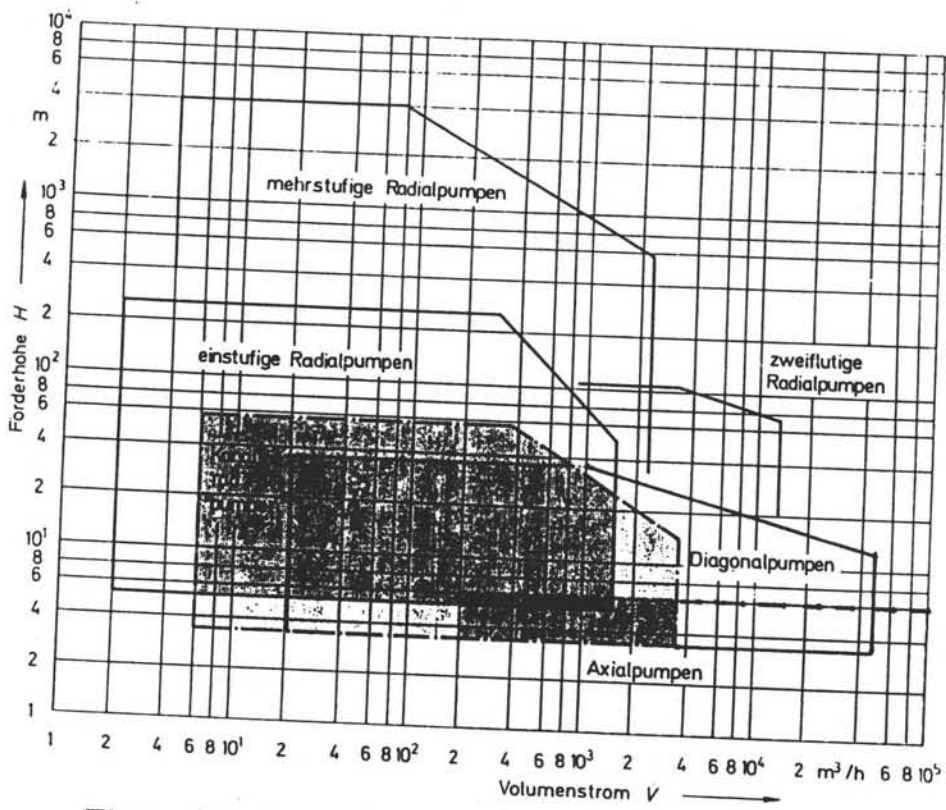
Deze pompen worden voor een bepaald werkpunt gekozen of ontworpen. Dit werkpunt is het snijpunt van pomp- en systeemkarakteristiek. Deze karakteristieken geven het verband aan tussen de opvoerhoogte en volumedebiet. De opvoerhoogte van een pomp is als volgt gedefinieerd:

$$H_{pomp} = \frac{(p_2 - p_1)}{\rho g} \quad (2.10)$$

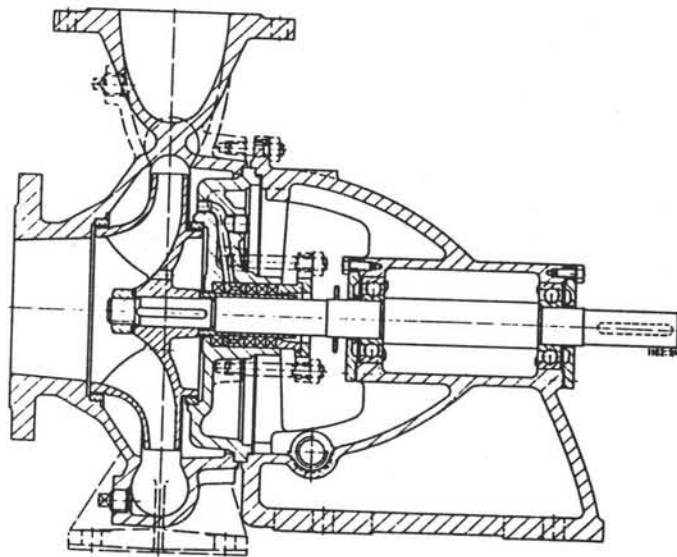
waarin:

- p_2 = druk na de pomp (N/m^2);
- p_1 = druk voor de pomp (N/m^2);
- ρ = dichtheid vloeistof (kg/m^3);
- g = gravitatieconstante (m/s^2).

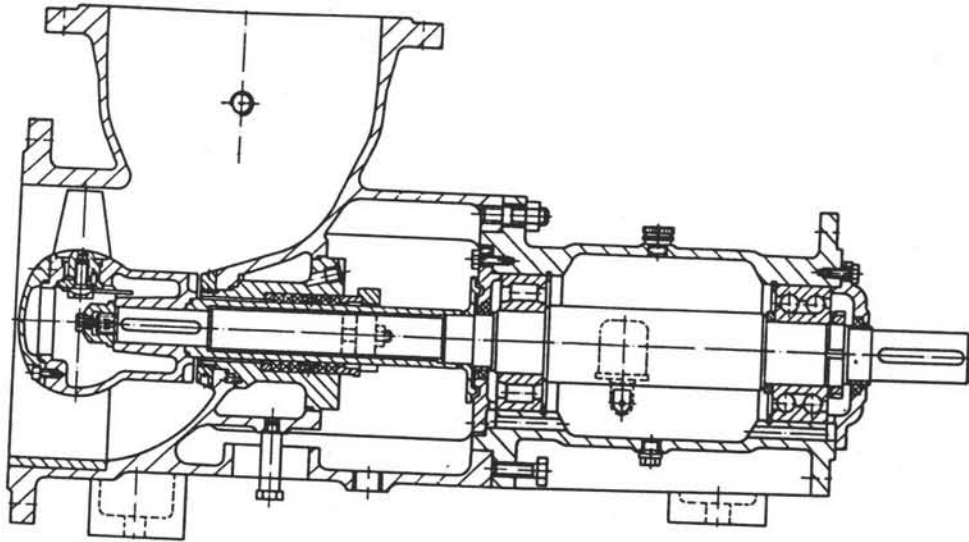
Voor de toepassingen in dit verslag is het werkpunt bepaald door het snijpunt van het te verpompen debiet - steeds door het proces opgelegd - en de systeemcurve, hierbij dient dan een pomp met optimaal rendement gekozen te worden. Dichtbij dit werkpunt kan men de prestaties eveneens schatten met de rekenregels voor "off" design [2.8].



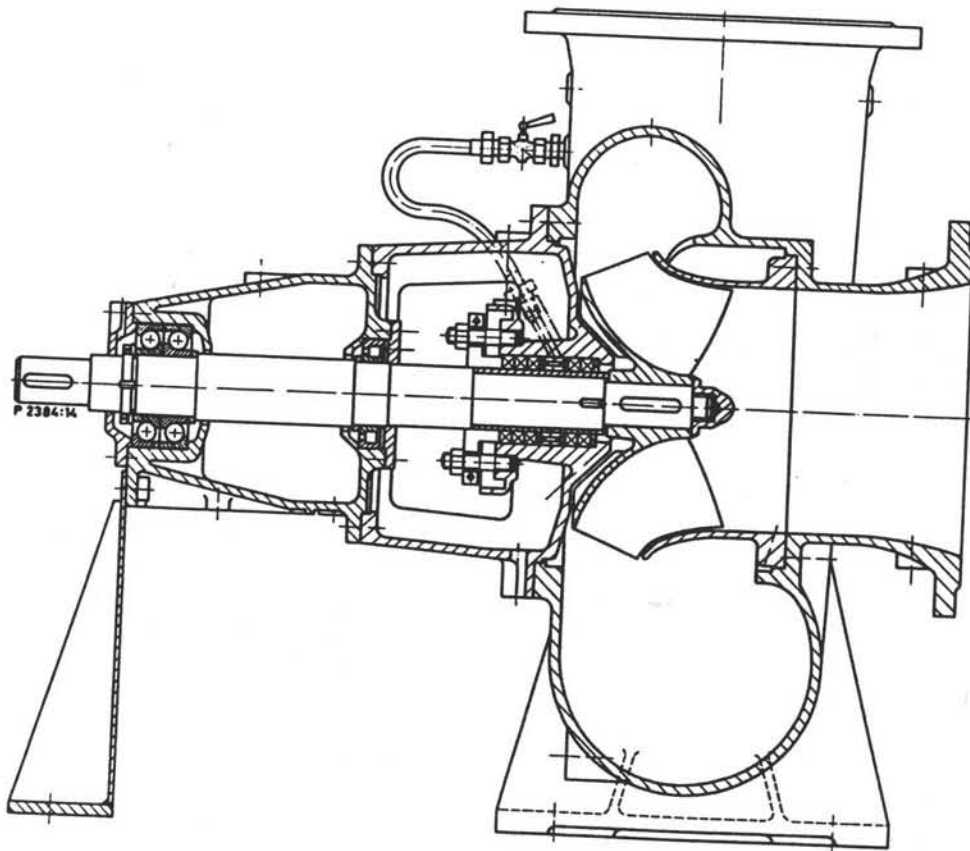
Figuur 2.6: Operatiebereik van centrifugaalpumpen



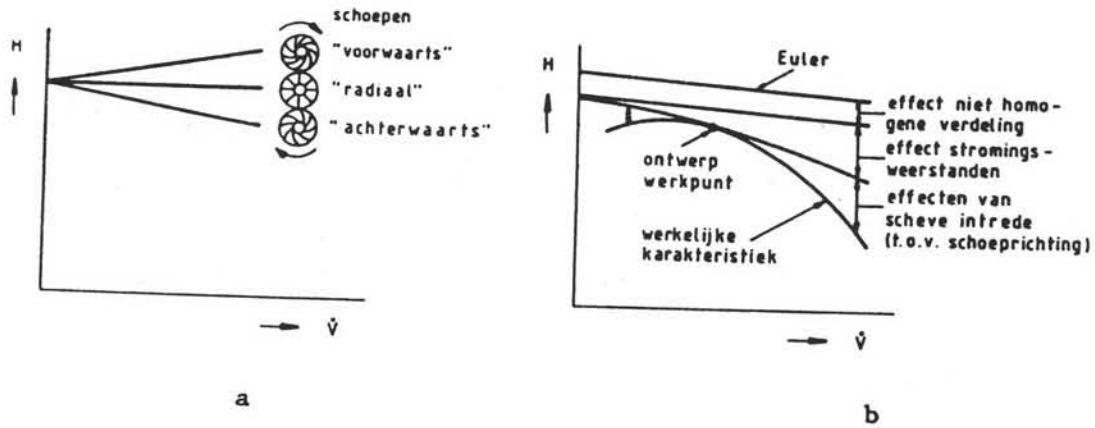
Figuur 2.7: Eentraps radiaalpompe



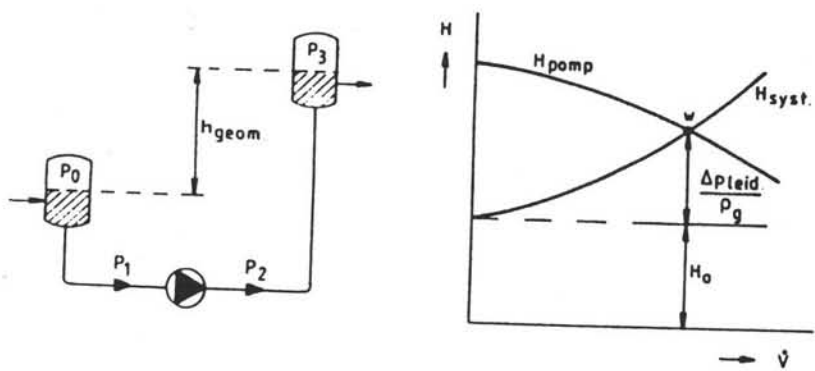
Figuur 2.8: Axiaalpom (KSB)



Figuur 2.9: Diagonaalpom (KSB)



Figuur 2.10: (Centrifugaal)pompkarakteristiek



Figuur 2.11: System- en pompkarakteristiek met werkpunt

De systeemkarakteristiek is als volgt samengesteld:

$$H_{SYST} = \frac{P_3 - P_0}{\rho g} + H_{geom} + \frac{\Delta p}{\rho g} \quad (2.11)$$

- P_0 = reservoirdruk voor de pomp;
- P_3 = reservoirdruk na de pomp;
- ρ = dichtheid vloeistof;
- g = gravitatieconstante;
- Δp = drukval door leidingweerstand (N/m^2);
- H_{geom} = opvoerhoogte als gevolg van statische druk (m).

De pompkarakteristiek is afhankelijk van de gekozen pomp zelf. De vorm is aangegeven in figuur 2.10. In figuur 2.11 is deze tesamen met een systeemkarakteristiek voor de duidelijkheid aangegeven. Tenslotte moet bij de keuze van de pomp rekening gehouden worden met de zogenaamde NPSH-behoefte. Een stuk extra opvoerhoogte aan de inlaat van de pomp om te voorkomen dat er in de pomp dampbellen ontstaan door verdampen van de vloeistof of erin opgeloste gassen.

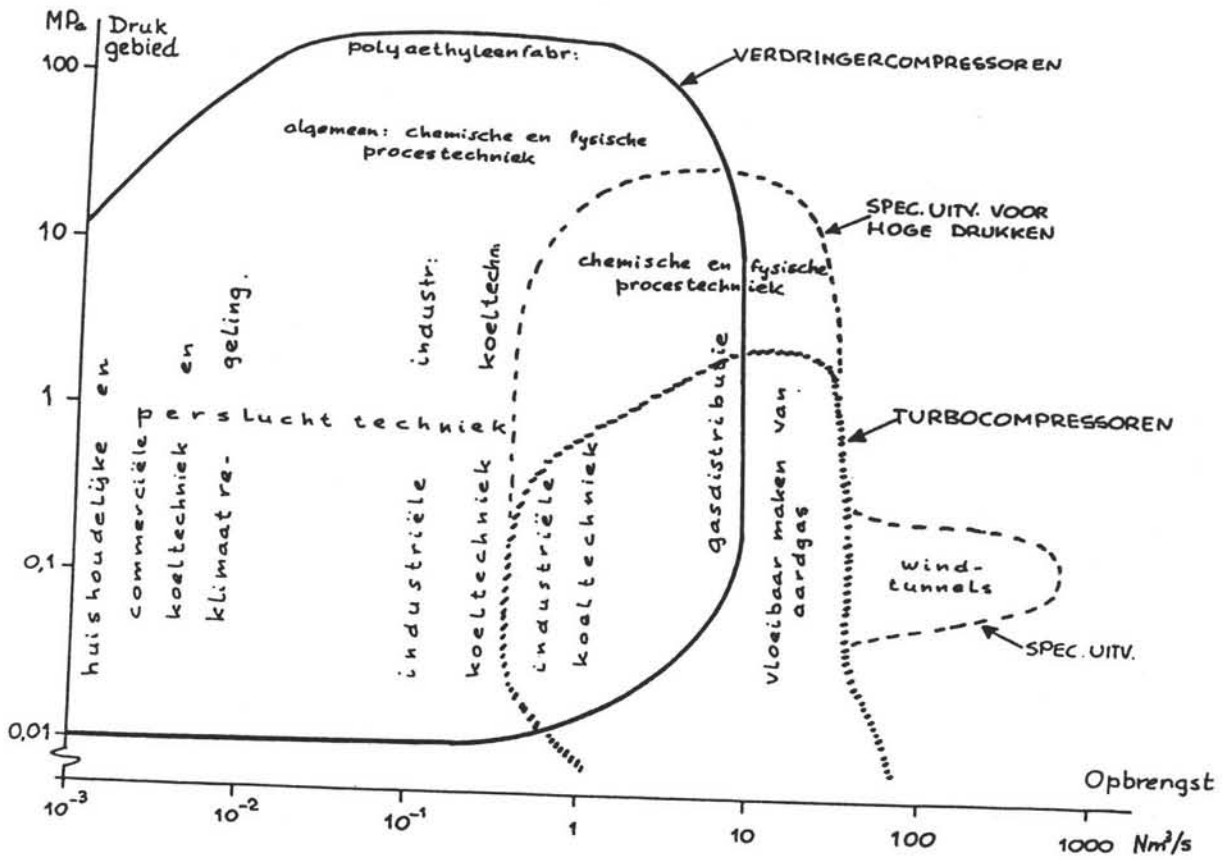
Indien nu de opvoerhoogte berekend is kan het benodigde asvermogen uitgerekend worden. Dit gebeurt met de volgende formule [2.8]:

$$P_{as} = \frac{\rho g H V}{\eta} \quad (2.12)$$

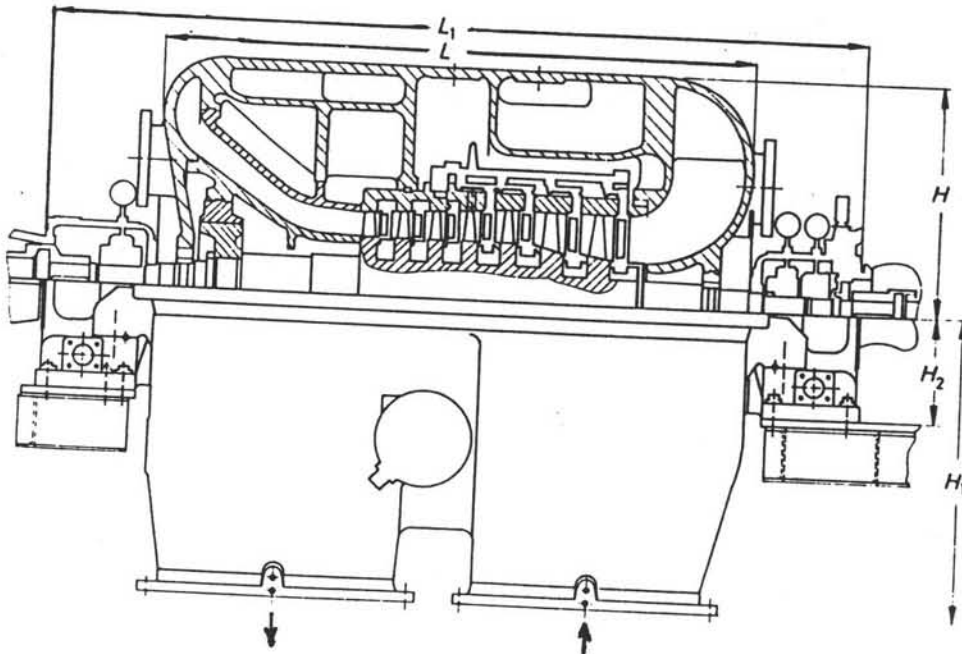
waarin:

- ρ = dichtheid vloeistof;
- η = totaalrendement;
- \dot{V} = volumedebiet (m^3/s);
- H = opvoerhoogte;
- g = gravitatieconstante;
- P_{as} = asvermogen (W).

Het genoemde totaalrendement bestaat uit een hydraulisch- en een mechanisch rendement. Het eerste corrigeert met het oog op de verhouding tussen de arbeid door drukverhoging en de werkelijke technische arbeid, die in de enthalpieverhoging van het gas (eerste hoofdwet) naar voren komt. In het mechanische rendement wordt het effect weergegeven van mechanische arbeid in de lagers, de roterende afdichting e.d.. Voor de vermogensberekening van vergelijking (2.12) is veel software beschikbaar.



Figuur 2.12: Toepassingsgebieden van compressoren gerangschikt naar debiet en drukniveau



Figuur 2.13: Axiaalcompressor met verstelbare leidschoepen (GHH)

2.3 Compressoren

Compressoren kunnen ingedeeld worden in twee groepen. Enerzijds zijn er de verdringercompressoren. Deze werken discontinu door gas een volumeverkleining te laten ondergaan, Anderzijds zijn er de roterendestromings machines waarbij het gas een kinetische energie meekrijgt. Door omzetting in potentiële energie (vertragen) wordt hogere druk verkregen; een continue werking. In figuur 2.12 zijn de toepassings gebieden geschetst.

Gezien de debieten die benodigd zijn voor de processen in dit verslag is er gekozen voor de laatste groep. Uit deze groep vinden de radiaal- en axiaalcompressor de grootste toepassing. Bij debieten van meer dan 20 m³/s [2.9] wordt het economischer om te kiezen voor een axiaalcompressor. Het rendement ligt dan hoger en de machine is compakter. In figuur 2.13 en tabel 2.2 is van deze machine een voorbeeld te vinden. Overigens bestaan er ook "mengvormen" waarbij het gas niet strikt axiaal of radiaal uittreedt, of waarbij de twee typen op één as gecombineerd zijn (figuur 2.14).

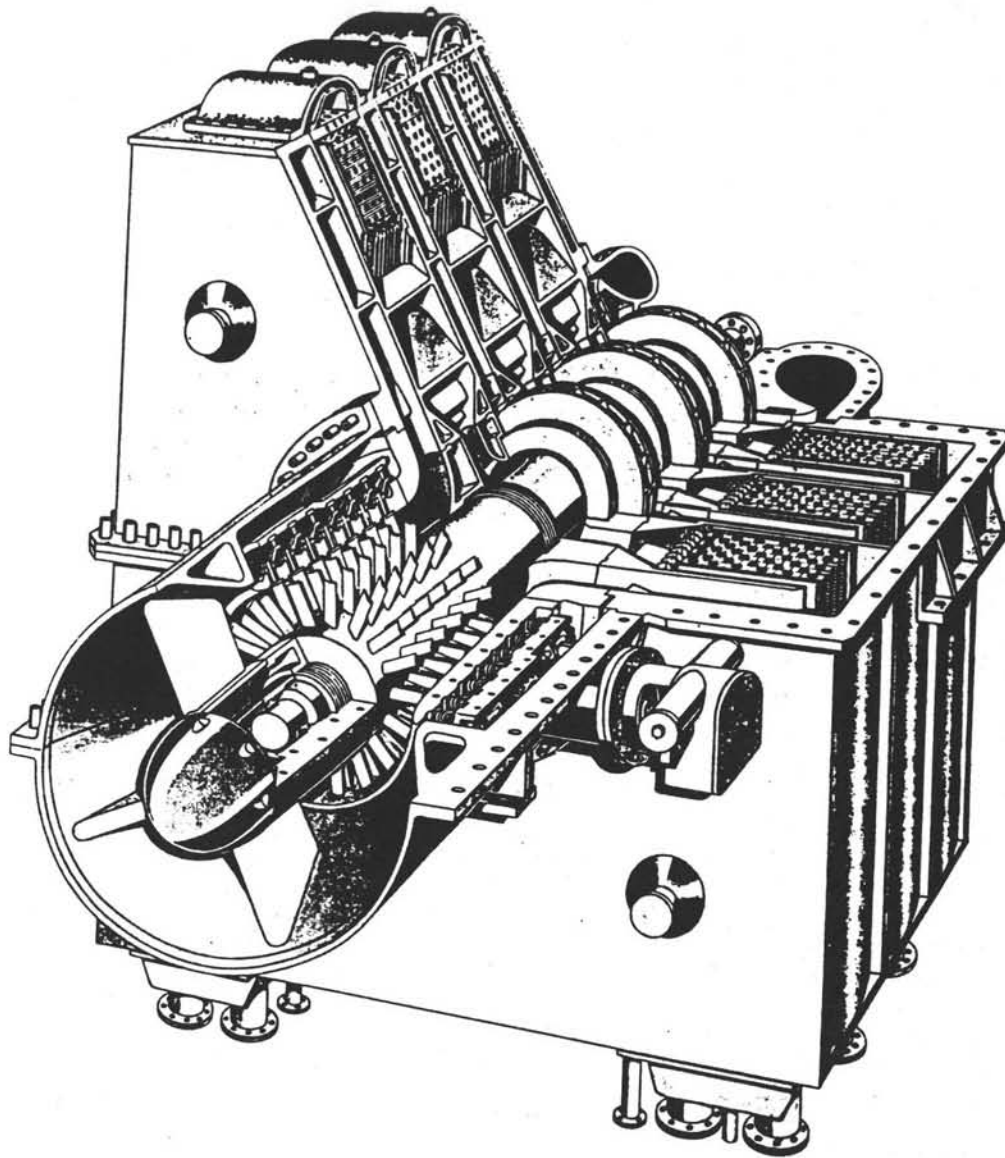
Net als bij pompen vertoont de H/V karakteristiek van een turbocompressor (radiaal en axiaal) een maximum, figuur 2.10, bijlage 2.2 is van toepassing. Bij kleinere debieten treedt instabiel gedrag op: men overschrijdt de "surge"-grens. In dat geval moet een ander toerental of schoepenverstelling uitkomst bieden.

In afwijking van het begrippenkader bij pompen spreekt men hier niet van opvoerhoogte maar van specifieke energiehogte of "Head". Door deze te delen door de gravitatieconstante verkrijgt men weer de opvoerhoogte, voor compressoren is dit echter niet zo'n zinvol begrip. Deze Head, belangrijk voor dimensionering en vermogenberekeningen, is afhankelijk van de aard van het compressieproces. Om deze "werkelijke" Head te berekenen kiest men ter benadering een modelproces. Zo kan men veronderstellen dat het gas in de compressie een isotherme drukverhoging ondergaat. Dit zou kunnen bij interne koeling van het gas. In de meeste gevallen gebeurt dit niet en is de compressor een slechte warmtewisselaar, men neemt dan een reversibel adiabatisch modelproces aan. Met behulp van toestandvergelijkingen en de eerste hoofdwet (technische arbeid) komt men tot de volgende isentropische Head (eenheid: Nm/kg):

$$H_{isen} = T_1 \left(\frac{Z_1 + Z_2}{2} \right) R \left(\frac{k}{k-1} \right) \left(\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) \quad (2.13)$$

waarin:

- T_1 = begintemperatuur compressie (K);
- Z_1 = compressibiliteitsfactor begintoestand van het gas (-);
- Z_2 = compressibiliteitsfactor eindtoestand van het gas (-);
- R = gasconstante (8,314/ M_w kJ/kmol·K);
- M_w = molmassa (kg/kmol);
- k = (c_p/c_v)
- p_1 = begindruk (N/m²);
- p_2 = einddruk (N/m²).



Figuur 2.14: Gecombineerde axiaal-radiaal compressor (Sulzer)

Typgröße	6	7	8	9	10	11	12	14	16
Volumenstrom [$10^3 \text{ m}^3/\text{h}$] von \dot{V}_1 bis	63 100	75 125	90 160	120 200	150 250	190 320	230 400	300 500	370 630
L	2150	2390	2525	2850	3300	3430	4250	4750	5300
L_1	3010	3250	3385	4140	4590	4720	5560	6060	6610
H	775	865	975	1075	1200	1360	1550	1740	1950
H_1	1000	1150	1300	1450	1600	1850	2100	2300	2600
H_2	400	400	400	500	500	500	650	650	650
Breite über Teilfuge	1890	2110	2350	2690	2890	3240	3750	4200	4650
Saugstutzen	700 x 1400	800 x 1600	900 x 1800	1000 x 2000	1100 x 2200	1200 x 2400	1400 x 2000	1600 x 3200	1800 x 3600
Druckstutzen	NW 700	800	900	1000	1100	1200	1400	1600	1800

Alle Maßangaben sind Richtwerte in mm und unterliegen konstruktiven Änderungen. Sie beziehen sich auf eine zehnstufige Maschine. Bei anderer Stufenanzahl sind L und L_1 entsprechend größer oder kleiner (Stufenbreite: etwa 125 mm).

Tabel 2.2: Hoofdafmetingen van de axiaalcompressor uit figuur 2.13 (GHH)

Gezien de eerste hoofdwet is deze Head gelijk aan de specifieke adiabatiese enthalpietoe-
name [2.10]. Naast deze isentropische compressie is het nuttig om van een wiskundige
fictie, de polytroop, uit te gaan. Men veronderstelt het volgende verband tussen v en p :

$$p v^n = \text{constant} \quad (2.14)$$

waarin:

- p = druk;
- v = specifiek volume (m^3/kg);
- n = polytropische exponent (-).

Deze relatie geeft als het ware een "best fit" kromme weer voor een willekeurig ideaalpro-
ces. Afhankelijk van de waarde van de exponent is dit een vergelijking die zowel voor een
isotherm als voor een isentropisch proces geldt. Men kan met de polytroop alle kanten op,
wat de naam ook al zegt. Gaat men uit van een reversibel polytropisch proces dan is er
weer een set van toestandvergelijkingen om de, ditmaal polytropische, Head te berekenen
met de eerste hoofdwet:

$$H_{\text{pol}} = T_1 \left(\frac{Z_1 + Z_2}{2} \right) R \left(\frac{n}{n-1} \right) \left(\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right) \quad (2.15)$$

waarin:

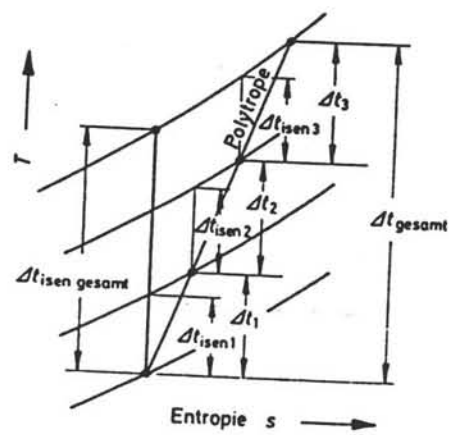
- T_1 = begintemperatuur compressie;
- Z_1 = compressibiliteitsfactor begintoestand van het gas;
- Z_2 = compressibiliteitsfactor eindtoestand van het gas;
- R = gasconstante;
- n = polytropische exponent;
- p_1 = begindruk;
- p_2 = einddruk.

Tijdens compressie treden energieverliezen op. Het compressietrajekt zal nooit reversibel
verlopen. Om het aandrijfvermogen te bepalen zal ten opzichte van het reversibele proces
een rendement aangenomen moeten worden:

$$\eta_i = \frac{\int v dp}{w_{t,\text{werk}}} = \frac{h_{id} - h_1}{h_w - h_1} \quad (2.16)$$

waarin:

- η_i = interne werkingsgraad;
- v = specifiek volume;
- p = druk;
- $w_{t,\text{werk}}$ = werkelijke technische arbeid (1^e hoofdwet) (J/kg);
- h_1 = beginenthalpie (kJ/kg);
- h_{id} = enthalpie na ideale compressie (kJ/kg);
- h_w = werkelijke eindenthalpie (kJ/kg).



Figuur 2.15: Ongekoelde meertrapscompressie in T-S diagram

Het asvermogen wordt uiteindelijk beïnvloed door het totaalrendement:

$$\eta_{tot} = \eta_i \eta_{mech} \quad (2.17)$$

waarin:

η_{mech} = mechanisch rendement;
 η_i = interne werkingsgraad.

Het mechanische rendement brengt de wrijving in de lagers in rekening waarvan de warmte niet aan het gas wordt meegegeven. Een waarde van 0,98 is normaal [2.11]. De interne werkingsgraad heeft betrekking op wrijving tussen gas en de compressor, alsook interne warmtewisseling en dergelijke. Indien men van de bovengenoemde ideaalprocessen uitgaat definieert men ook wel een adiabatisch of polytropisch rendement in plaats van een interne werkingsgraad [2.8]. Het verband tussen deze laatste twee is als volgt:

$$H_{pol} = H_{isen} \left(\frac{\eta_p}{\eta_{isen}} \right) \quad (2.18)$$

Voorts geldt dat:

$$\frac{n}{n-1} = \frac{k}{k-1} \eta_{pol} \quad (2.19)$$

H_{pol} = polytropische Head;
 H_{isen} = isentropische head;
 η_{pol} = polytropisch rendement;
 η_{isen} = isentropisch rendement;
 n = polytropische exponent;
 k = c_p/c_v .

Het nut van het rekenen met een polytroop schuilt nu daarin dat als een reversibel polytropisch proces als referentie te vinden is, het polytropisch rendement over dit proces gelijk blijft. Dit komt omdat een turbocompressor bij redelijk goede benadering zo'n proces ook volgt. Immers, het rendement gaf de verhouding tussen de technische arbeid van een ideaalproces en de werkelijke arbeid. In het T-S diagram lopen de isobaren niet parallel omhoog zodat elk deeltraject van een "model"compressie, welke niet de werkelijke polytroop volgt, een ander isentropisch temperatuurverschil tussen begin- en eind druk heeft dan de werkelijke polytroop, zie figuur 2.15 [2.11]. De temperatuur beïnvloedt nu juist de (theoretische) technische arbeid, zodat voor elk traject een ander rendement zou moeten gelden.

Bij het dimensioneren van een compressor is de werkelijke Head hiermee ook aan te passen [2.11]:

$$H_{\text{werk}} = \frac{H_{\text{ideaal}}}{\eta_i} \quad (2.20)$$

- H_{werk} = werkelijke energiehoogte in de compressor;
 H_{ideaal} = theoretische energiehoogte volgens modelproces;
 η_i = inwendig rendement.

Door compressie ondergaat het gas een enthalpieverhoging. Hierdoor stijgt eveneens de temperatuur. Met behulp van de wet van Poisson en de aanname van een ideaal gas kan de eindtemperatuur, met hier een adiabatisch modelproces, als volgt bepaald worden [2.10]:

$$T_2 = \frac{T_1}{\eta_{\text{isen}}} \left(\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} - 1 \right) + T_1 \quad (2.21)$$

- T_2 = eindtemperatuur compressie;
 T_1 = begintemperatuur compressie;
 η_{isen} = isentropisch rendement;
 k = c_p/c_v ;
 p_2 = einddruk compressie;
 p_1 = begindruk compressie.

Uit constructietechnisch oogpunt en vanwege explosiegevaar dient de eindtemperatuur altijd onder de 150-160 °C te liggen [2.8]. Dit betekent dat er na een drukverhouding van ca. 3,5, afhankelijk van begintemperatuur en rendement, tussenkoeling toegepast moet worden. Dit gebeurt bij de meertrapscompressie dan ook.

Tenslotte wil de gebruiker ook het asvermogen van de compressor berekenen. Dit kan met de berekende Head als volgt:

$$P_{\text{as}} = \frac{m H_{\text{pol}}}{\eta_m \eta_{\text{pol}}} = \frac{m H_{\text{isen}}}{\eta_m \eta_{\text{isen}}} \quad (2.22)$$

- m = massastroom (kg/s);
 H_{pol} = polytropische Head;
 H_{isen} = isentropische Head;
 η_{pol} = polytropisch rendement;
 η_{isen} = isentropisch rendement;
 η_m = mechanisch rendement (= 0,98).

N.B. Deze formule komt overeen met die in bijlage 2.2. Om van onze definitie naar een opvoerhoogte te komen moet de gravitatieconstante in rekening gebracht worden.

Tenslotte zijn er voor de berekening van deze asvermogens software pakketten op de markt. Hiermee zijn de prestaties van de compressoren geoptimaliseerd.

Literatuur

- [2.1] Lier, J.J.C. van, *Thermodynamische processen in de centrale en mogelijkheden tot het verbeteren van deze processen*. Delft 1977.
- [2.2] Coulson, J.M. and J.F. Richardson, *Chemical engineering*, volume 6. Oxford 1991.
- [2.3] Ludwig, E.E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, volume III. Houston 1965.
- [2.4] Branam, C., *The Process Engineers Pocket Handbook*. Houston 1976.
- [2.5] Bergh, W.J.B. van den, *Apparaten voor warmte overdracht, st42-H4/i20*. Delft, 1987.
- [2.6] V.D.I.-Wärmeatlas, *Berechnungsblätter für den Wärmeübergang*. Karlsruhe 1977.
- [2.7] Smith, J.M. en H.C. Van Ness, *Introduction to chemical engineering thermodynamics*, fourth edition. New York, 1987.
- [2.8] Touber, S., *Pompen en compressoren*, onderdeel van het college i24, vakgroep Proces en Energie. Delft, 1990.
- [2.9] Bohl, W., *Strömungsmaschinen 1, Aufbau und Wirkungsweise*, 2.Auflage, Vogel-Buchverlag, Würzburg, 1982.
- [2.10] Lapina, R.P., *Process Compressor Technology, vol. 1, Estimating centrifugal compressor performance*, Gulf Publishing company, 1988.
- [2.11] Dietzel, F., *Turbinen, pumpen und verdichter*, Vogel Verlag.

Bijlage 3

Bijlage 3: Optie I, rekenmethoden, gegevens en resultaten

3.1 Dimensionering absorber/stripper

In deze bijlage wordt de methode die gebruikt is voor de dimensionering van gepakte kolommen beschreven.

Voor het bepalen van de kolomdiameter, de pakkinghoogte van de kolom en de drukval over de vullichamen is de volgende methode gevolgd. In tabel 3.1 tot en met 3.4 zijn alle benodigde stofgegevens opgenomen. Voordat deze dimensies berekend kunnen worden, moet eerst het aantal theoretische scheidingstrappen bepaald worden. Dit gebeurt met behulp van een methode die beschreven is door Rousseau [3.1].

3.1.1 Bepaling van de kolomdiameter

Omdat de dichtheden en de volumestromen van beide stoffen nu bekend zijn kan de flow-parameter volgens onderstaande formule bepaald worden:

$$\varphi = \frac{\dot{V}_l}{\dot{V}_g} \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g}} \quad (3.1)$$

Met behulp van figuur 7 op blz 89 van [3.4] kan dan de waarde van de volgende term worden gevonden:

$$\lambda_{\max} \cdot \sqrt{\frac{F_p}{g}} \cdot \left(\frac{\eta_l}{\eta_g}\right)^{0,05} \quad (3.2)$$

Uit een brochure van een producent van vullichamen kan de waarde van de pakkingfactor, F_p , gehaald worden. Vervolgens kan de maximale belastingfactor, λ_{\max} , van de kolom berekend worden met behulp van vergelijking (3.2).

Men laat een absorptiekolom echter vaak op 60, 70 of 80% van zijn maximale capaciteit werken en niet op zijn maximale. De werkelijke belastingfactor, λ_{abs} , kan dan uitgerekend worden. Een formule voor de belastingfactor is voor $\rho_l > \rho_g$ (zie [3.4] blz. 88):

$$\lambda_{\text{abs}} = u_g \cdot \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \quad (3.3)$$

Met behulp van deze formule kan de superficiële gassnelheid, u_g , in de kolom bepaald worden. Hieruit kunnen het oppervlak A en de diameter d van de kolom berekend worden volgens:

$$A = \dot{V}_g / u_g$$

Uit [3.4] blijkt verder nog dat de vloeistofsnelheid niet onder een bepaalde waarde mag komen te liggen. Gebeurt dit wel dan zal de vloeistofverdeling zo slecht worden dat een goede scheiding niet meer mogelijk is. Deze waarde is:

$u_{i,\min} = 0,5 \cdot 10^{-3}$ m/s. Dit wordt steeds na berekening van de kolomdiameter gecontroleerd.

3.1.2 Bepaling van de kolomhoogte

De hoogte van de pakking, H , kan gevonden worden uit de formule

$$H = HETS \cdot n \quad (3.4)$$

waarin n = het aantal theoretische scheidingstrappen.

De hoogte van één theoretische trap HETS volgt uit de volgende formule

$$HETS = \frac{2,3 \cdot \log S}{S-1} \cdot HTU_{og} \quad (3.5)$$

Indien de strippingfactor S bekend is, hoeft alleen HTU_{og} , de hoogte van een overdrachts-eenheid, nog bepaald te worden. De strippingfactor S is bepaald met behulp van de methode uit [3.3] bladzijde 69 en 70.

De waarde van HTU_{og} hangt samen met de stofoverdrachtssnelheden in de twee fasen, het grensvlak, de strippingfactor en axiale menging volgens

$$HTU_{og} = HTU_g + S \cdot HTU_l + HDU_{og} \quad (3.6)$$

De bijdrage van de axiale menging (de laatste term in vergelijking (3.6) in de totale stofoverdrachtshoogte is over het algemeen niet groot. We kunnen deze derhalve verwaarlozen (zie [3.4] blz. 92). De HTU_{og} waarden zijn niet zonder meer te berekenen, omdat de stofoverdrachtscoëfficiënten zeer moeilijk te bepalen zijn. Wel kan de waarde van HTU_{og}^* , deze geldt zonder stuwingeffecten, berekend worden. Als dit gedaan is kunnen met behulp van figuur 9 op blz. 94 van [3.4] de waarden van HTU_{og} berekend worden voor $\lambda/\lambda_{\max} = 0,6; 0,7$ en $0,8$.

De waarde van HTU_{og}^* volgt uit:

$$HTU_{og}^* = HTU_g^* + S \cdot HTU_l^* \quad (3.7)$$

waarin

$$HTU_g^* = 0,44 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{Re_g^{0,4} \cdot Sc_g^{\frac{2}{3}}}{u_l^{0,56}} \quad (3.8)$$

en

$$HTU_l^* = 0,29 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{u_l^{0,27} \cdot d_r^{\frac{1}{3}}}{D_l^{\frac{1}{2}} \cdot g^{\frac{1}{6}}} \quad (3.6)$$

De Reynolds- en Schmidtgetallen kunnen als volgt berekend worden:

$$Re_g = \frac{u_g \cdot d_r \cdot \rho_g}{\eta_g} \quad (3.10)$$

$$Sc_g = \frac{\eta_g}{D_g \cdot \rho_g} \quad (3.11)$$

met D_g = gasfase diffusiecoëfficiënt, m^2/s .

De formules (3.8) en (3.9) gelden alleen voor fysische stofoverdracht. Treedt er ook nog een chemische reactie op dan kan de stofoverdrachtsweerstand in de vloeistoffase kleiner worden. Met behulp van onderstaande formule kan de stofoverdrachtscoëfficiënt, in het geval dat er een chemische reactie optreedt, berekend worden:

$$k_l = \frac{u_l}{HTU_l^* \cdot a} \quad (3.12)$$

waarin k_l = vloeistoffase stofoverdrachtscoëfficiënt (m/s);
 a = effectief grensvlak van de vulling (m^2/m^3).

De dan gevonden waarde van k_l moet gecorrigeerd worden voor het optreden van een chemische reactie. Hiervoor moet het zogenoemde Hatta-getal berekend worden. Dit is als volgt gedefinieerd

$$Ha = \frac{\sqrt{k_r \cdot D_l \cdot m_s}}{k_l} \quad (3.13)$$

waarin k_r = reactiesnelheidsconstante ($m^3/(kmol \cdot s)$);
 m_s = concentratie reactant in de vloeistof ($kmol/m^3$);
 D_l = vloeistoffase diffusiecoëfficiënt (m^2/s)

De reactiesnelheidsconstante k_r is te berekenen met behulp van de gegevens die vermeld staan in [3.6].

Nu kan de enhancement factor berekend worden. Deze is gedefinieerd als:

$$E = \frac{k'_1}{k_1} \quad (3.14)$$

waarin k'_1 = stofoverdrachtssnelheid met chemische reactie;
 k_1 = snelheid voor stofoverdracht alleen;

en kan uitgaande van het **penetratiemodel** berekend worden met behulp van de relatie gegeven op bladzijde 23 van [3.6]. Vervolgens kan met formule (3.14) de stofoverdrachtscoëfficiënt gecorrigeerd voor het optreden van een chemische reactie bepaald worden en volgt met vergelijking (3.12) de gecorrigeerde waarde van HTU^* . Het resultaat van de berekening van de pakkinghoogte H (dit is een voorbeeldberekening) staat in tabel 3.5. Als voorbeeld zijn Pall ringen als vullichamen genomen.

3.1.3 Bepaling van het drukverlies over de pakking

Het drukverlies over een met Pall-ringen gepakt bed kan gevonden worden uit (er is nog geen vloeistof in de kolom aanwezig):

$$\Delta p_{dr} = 0,4 \cdot F_p \cdot F^2 \cdot H \quad (3.15)$$

waarbij F te berekenen is uit:

$$F = u_g \cdot \sqrt{\rho_g} \quad (3.16)$$

De verhouding van het drukverlies tussen een bevloeiende en een niet bevloeiende kolom volgt uit:

$$\frac{\Delta p}{\Delta p_{dr}} = [1 - 2,6 \cdot h_l]^{-3} \quad (3.17)$$

waarbij de vloeistofinhoud van de pakking (holdup) volgt uit:

$$h_l = 1,22 \cdot \left[\frac{u_l^2}{d_r \cdot g} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (3.18)$$

Het drukverlies over het gepakte bed kan dan uitgerekend worden. Voor de andere soorten vullichamen, die hier bekeken zijn, zijn andere formules nodig dan (3.15), (3.17) en (3.18). Deze staan in [3.4] op bladzijde 84, 86 en 87. Een voorbeeld staat in bijlage 3.3 in tabellen 3.5 en 3.6.

3.1.4 Bepaling totale kolomhoogte

De hier gebruikte methode is ontleend aan figuur 8: Dimensions of packed column internals van [3.2] en als voorbeeld is hier de kolomhoogteberekening voor een kolom-belasting van 70% weergegeven.

Kolomdiameter (de kolom werkt op 70% van zijn maximale capaciteit): $D = 16,41$ m. De hoogte van het gepakte bed: $H = 13,44$ m. Als voorbeeld is hier gekozen voor een kolom waarvan de pakking bestaat uit Pall-ringen. Omdat de kolomdiameter uit constructieoverwegingen niet boven de 9 m mag liggen, moeten voor het verwerken van de totale gasstroom meerdere kolommen parallel geschakeld worden. Dit komt in de berekening verder tot uitdrukking.

In de top van de kolom is het volgende aan ruimte nodig (zie [3.2]):

1.	$A1+B1+C1+D1=1+2,5+2,5+1=$	7	m
2.	De helft van het manhole:	0,5	m
3.	Tot de afgeronde top:	0,5	m
Totaal 1:		8	m

In het midden van de kolom is vanwege de noodzaak tot tussenkoelen een vloeistofafvanger en herverdelers nodig. Dit heeft ook ruimte nodig. De hoogte nodig om het te kunnen aanbrengen is:

1.	$A2+B2+C2+D2+E2+F2+G2$ (ruimte voor verdeler) =	10,5	m
2.	Voor het kunnen plaatsen van de in- en uitgaande leidingen (van en naar de tussenkoeler) zal nog ongeveer 1 m extra nodig zijn:	1	m
Totaal 2 (ruimte voor verdeler en koeler):		11,5	m

Onder in de kolom moet een bepaalde afstand zijn tussen de onderkant van het gepakte bed en de inlaat van het te reinigen gas. Deze afstand (totaal 3) is gelijk aan de kolomdiameter:

1.	Drie parallelle kolommen:	9,47	m
2.	Vier parallelle kolommen:	8,20	m
3.	Vijf parallelle kolommen:	7,34	m

Dan is nog ongeveer 3 m (totaal 4) voor de afstand van de gasinlaat tot de bodem van de kolom.

Tenslotte is nog een bepaalde hoogte onder de kolom nodig om de reboiler en aftapleidingen gemakkelijk te kunnen plaatsen. Dit wordt het skirt genoemd. Hiervoor is in beide gevallen ongeveer 2 m (totaal 5) nodig. Het gepakte bed dient uit oogpunt van een goede vloeistofverdeling geen grotere hoogte te hebben dan 5 m. Wordt deze hoogte overschreden dan moet steeds een herverdelers aangebracht worden. Tevens krijgt in ons geval elke kolom een tussenkoeler om de absorptiewarmte te kunnen afvoeren. Optellen van de totalen 1 tot en met 5 geeft dan de totale kolomhoogte.

3.2 Stofgegevens

Tabel 3.1: Stofdata van het rookgas dat de conventionele ketel verlaat en de MDEA-solvent bij $p = 1,1$ bar en $T = 40$ °C

Gegevens	Rookgas (g)	MDEA (l)
ρ (kg/m ³)	1,318	1021
η (Pa·s)	$1,763 \cdot 10^{-5}$	$5,345 \cdot 10^{-3}$
$D_{g,l}$ (m ² /s)	$0,917 \cdot 10^{-5}$	$2,05 \cdot 10^{-10}$
\dot{V}_g (m ³ /s)	416,6	-
\dot{V}_l (m ³ /s)	-	2,9
M (kg/kmol)	31,2	-

Tabel 3.2: Stofgegevens van de rookgas- en MDEA-stroom bij het verlaten van de STEG eenheid, $p = 1,1$ bar en $T = 40$ °C

Gegevens	Rookgas (g)	MDEA (l)
ρ (kg/m ³)	1,275	1021
η (Pa·s)	$1,763 \cdot 10^{-5}$	$5,345 \cdot 10^{-3}$
$D_{g,l}$ (m ² /s)	$0,917 \cdot 10^{-5}$	$2,05 \cdot 10^{-10}$
\dot{V}_g (m ³ /s)	679,3	-
\dot{V}_l (m ³ /s)	-	4,198
M (kg/kmol)	30,18	-

Tabel 3.3: Stofgegevens van de stripstoom- en MDEA-stroom in de stripper na de conventionele ketel $p = 1,15$ bar en $T = 107,5$ °C

Gegevens	Stripstoom (g)	MDEA (l)
ρ (kg/m ³)	0,699	1021
η (Pa·s)	$1,248 \cdot 10^{-5}$	$9,697 \cdot 10^{-4}$
$D_{g,l}$ (m ² /s)	$3,23 \cdot 10^{-5}$	$1,347 \cdot 10^{-9}$
\dot{V}_g (m ³ /s)	278,97	-
\dot{V}_l (m ³ /s)	-	2,9
M (kg/kmol)	18	-

Voor de stripper behorend bij de absorptie na de STEG eenheid zijn alleen de gas- en de solventstroom anders en staan in de tabel hieronder:

Tabel 3.4: Gas- en solventstroom voor de stripper behorend bij de absorptie na de STEG eenheid

Gegevens	Stripstoom (g)	MDEA (l)
\dot{V}_g (m ³ /s)	311,79	-
\dot{V}_l (m ³ /s)	-	4,198

3.3 Resultaten voorbeeldberekening

Tabel 3.5: Berekening pakkinghoogte voor $\lambda\lambda_{max} = 0,6$ bestaande uit Pall ringen

Grootheid	Waarden
u_g (m/s)	1,69
u_l (m/s)	0,0118
d_r (m)	$90 \cdot 10^{-3}$
g (m/s^2)	9,8
D_g (m^2/s)	$0,917 \cdot 10^{-5}$
D_l (m^2/s)	$2,05 \cdot 10^{-9}$
Re_g	11326,57
Sc_g	1,464
HTU_g^* (m)	0,226
HTU_l^* (m)	1,870
k_r ($m^3/(kmol \cdot s)$)	$5 \cdot 10^7$
Ha	1,345
E	1,635
k'_l (m/s)	$1,21 \cdot 10^{-4}$
$(HTU_l^*)'$ (m)	1,144
S	3,107
HTU_{og}^* (m)	3,84
HTU_{og} (m)	3,46
HETS (m)	1,86
Efficiëntie factor	1,75
Werkelijke HETS (m)	3,25
H (m)	13,00

Tabel 3.6: Het drukverlies over de pakking $\lambda\lambda_{max} = 0,6$ voor Pall-ringen van 90 mm

Grootheid	Waarde
F	1,94
F_p (m^{-1})	52
h_l (m)	0,066
$\Delta p_{nat}/\Delta p_{dr}$	1,76
Δp (bar)	0,018

3.4 Resultaten absorberberekening

Tabel 3.7: Diameter, pakkinghoogte en drukverlies voor een kolombelasting van 60%, $p = 1,1$ bar bij CO_2 -absorptie na conventionele verbranding

$\lambda_{abs}=0,6 \cdot \lambda_{max}$	Diameter (m)	Pakkinghoogte (m)	Drukverlies (bar)
Pall-ringen (90 mm)	17,72	13,00	0,018
Berl-zadels (50 mm)	18,82	9,71	0,010
Raschig-ringen (75 mm)	21,84	11,54	0,033

Tabel 3.8: Diameter, pakkinghoogte en drukverlies voor een kolombelasting van 70%, $p = 1,1$ bar bij CO_2 -absorptie na conventionele verbranding

$\lambda_{abs}=0,7 \cdot \lambda_{max}$	Diameter (m)	Pakkinghoogte (m)	Drukverlies (bar)
Pall-ringen (90 mm)	16,41	13,44	0,027
Berl-zadels (50 mm)	17,42	10,09	0,015
Raschig-ringen (75 mm)	20,22	11,87	0,050

Tabel 3.9: Diameter, pakkinghoogte en drukverlies voor een kolombelasting van 80%, $p = 1,1$ bar bij CO_2 -absorptie na conventionele verbranding

$\lambda_{abs}=0,8 \cdot \lambda_{max}$	Diameter (m)	Pakkinghoogte (m)	Drukverlies (bar)
Pall-ringen (90 mm)	15,35	13,23	0,037
Berl-zadels (50 mm)	16,30	9,97	0,021
Raschig-ringen (75 mm)	18,92	11,64	0,069

Tabel 3.10: Diameter en bijbehorende kolomhoogte $p = 1,1$ bar bij absorptie na conventionele verbranding

Aantal parallelle kolommen	Diameter (m)	Kolomhoogte (m) $\lambda_{abs}=0,6 \cdot \lambda_{max}$
3	10,23	59
4	8,86	57
5	7,93	56

Tabel 3.11: Diameter en bijbehorende kolomhoogte $p = 1,1$ bar bij absorptie na conventionele verbranding

Aantal parallelle kolommen	Diameter (m)	Kolomhoogte (m) $\lambda_{abs}=0,7 \cdot \lambda_{max}$
3	9,47	58
4	8,20	57
5	7,34	56

Tabel 3.12: Diameter en bijbehorende kolomhoogte $p = 1,1$ bar bij absorptie na conventionele verbranding

Aantal parallelle kolommen	Diameter (m)	Kolomhoogte (m) $\lambda_{\text{abs}}=0,8 \cdot \lambda_{\text{max}}$
3	8,86	58
4	7,67	56
5	6,86	56

Tabel 3.13: Diameter, pakkinghoogte en drukverlies bij CO_2 -absorptie na een STEG eenheid

$\lambda_{\text{abs}}=0,7 \cdot \lambda_{\text{max}}$	Diameter (m)	Pakkinghoogte (m)	Drukverlies (bar)
Pall-ringen (90 mm)	20,61	13,97	0,028
Berl-zadels (50 mm)	21,60	10,64	0,043
Raschig-ringen (75 mm)	25,40	12,36	0,071

Tabel 3.14: Diameter en bijbehorende kolomhoogte van de absorber na een STEG eenheid, Pall ringen

Aantal parallelle kolommen	Diameter (m)	Kolomhoogte (m) $\lambda_{\text{abs}}=0,7 \cdot \lambda_{\text{max}}$
3	11,90	61
4	10,30	60
5	9,21	59
6	8,41	58
7	7,79	57

3.5 Resultaten stripperberekening

Tabel 3.15: *Diameter, pakkinghoogte en drukverlies voor de stripper bij CO₂-absorptie na conventionele verbranding*

Pall ringen (90 mm)	$\lambda_{\text{abs}}=0,7 \cdot \lambda_{\text{max}}$
Diameter (m)	12,46
Pakkinghoogte (m)	3,58
Drukverlies (bar)	0,007

Tabel 3.16: *Diameter en bijbehorende kolomhoogte van de stripper bij absorptie na conventionele verbranding*

Aantal parallelle kolommen	Diameter (m)	Kolomhoogte (m) $\lambda_{\text{abs}}=0,7 \cdot \lambda_{\text{max}}$
2	8,81	26
3	7,19	24
4	6,23	23
5	5,57	23

Tabel 3.17: *Diameter, pakkinghoogte en drukverlies voor de stripper bij CO₂-absorptie na een STEG eenheid*

Pall ringen (90 mm)	$\lambda_{\text{abs}}=0,7 \cdot \lambda_{\text{max}}$
Diameter (m)	13,90
Pakkinghoogte (m)	4,25
Drukverlies (bar)	0,008

Tabel 3.18: Diameter en bijbehorende kolomhoogte van de stripper bij absorptie na een STEG eenheid, Pall ringen

Aantal parallelle kolommen	Diameter (m)	Kolomhoogte (m) $\lambda_{\text{abs}} = 0,7 \cdot \lambda_{\text{max}}$
2	9,83	28
3	8,02	26
4	6,95	25
5	6,22	24

Literatuur

- [3.1] Rousseau, Ronald W. and J. Stephen Staton, *Analyzing Chemical Absorbers and Strippers*. Chemical Engineering, July 18, 1988.
- [3.2] Olujić, Ž., *Approximate Design and Costing of Equipment used in Absorption, Distillation, Extraction, and Stripping Processes*, Breviary. Laboratory for Process Equipment TU Delft, 1991.
- [3.3] Zuiderweg, F.J., *Fysische Scheidingsmethoden, deel 1*. Delft, 1987. Dictaat TU Delft, Faculteit der Werktuigbouwkunde en Maritieme Techniek, Sectie Laboratorium Apparatenbouw en Procesindustrie.
- [3.4] Zuiderweg, F.J., *Fysische Scheidingsmethoden, deel 2*. Delft, 1987. Dictaat TU Delft, Faculteit der Werktuigbouwkunde en Maritieme Techniek, Sectie Laboratorium Apparatenbouw en Procesindustrie.
- [3.5] Ullmann, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 5th edition. Vol. B3, blz. 8-17, 1988.
- [3.6] Graaf, M.P. de, *Chemische Absorptie van Kooldioxide in Waterige Oplossingen van Hydroxide op Gestructureerde Pakkingen*. Afstudeerscriptie. Vakgroep Apparatenbouw voor de Procesindustrie, TU delft, maart 1991.

Bijlage 4

Bijlage 4: Optie II, rekenmethoden, gegevens en resultaten

4.1 Rekenmethode

4.1.1 De evenwichtslijn

Bij chemische absorptie en stripping wordt de ligging van de evenwichtslijn beïnvloedt door chemische reactie tussen de reactieve solvent en de geabsorbeerde stof (CO_2). Het evenwicht tussen aminen (MEA, DEA, MDEA, etc) en CO_2 wordt in de literatuur meestal niet in formulevorm gegeven, maar met behulp van experimentele gegevens. R.W. Rousseau [4.1] heeft wel een evenwichtsrelatie gegeven in zijn artikel maar deze kan alleen goed toegepast worden voor alkaline-zouten terwijl voor de aminen de afwijking tussen de uit experimenten en uit die relatie verkregen waarden groot is.

De experimentele waarden worden gegeven in CO_2 -partiaaldrukken en het opgenomen aantal molen CO_2 per mol amine. Het experiment wordt gedaan voor verschillende temperaturen die vaak in de "gas sweetening" industrie toegepast worden. Wij hebben de evenwichtslijn getekend met fractie CO_2 in inert gas als functie van het opgeloste CO_2 in het amine. Deze manier wordt gekozen om een rechte werklijn te krijgen. De inerte gasstroom en de molenstroom van het amine worden constant verondersteld.

De procesparameters, die uit de evenwichtslijn bepaald kunnen worden, zijn:

- de maximale opname van CO_2 ;
- de vloeistofcirculatie;
- de reflux van de stripper;
- het aantal theoretische trappen;
- de benodigde energie in de reboiler;
- de samenstelling van de rijke oplossing.

4.1.2 De werklijn

De samenstelling van gas- en vloeistofstroom worden gecorreleerd door de werklijn. De werklijn wordt bepaald door de massabalans tussen die twee stromen. De hoeveelheid molen stof gehaald uit de ene fase moet dezelfde zijn als die opgenomen door de andere fase. De massabalans van component A (hier CO_2) kan geschreven worden als:

$$G_{in} \cdot Y_{a,in} + L_{in} [A]_{t,in} = G_{uit} \cdot Y_{a,uit} + L_{uit} [A]_{t,uit} \quad (4.1)$$

waarin: G = gas molenstroom (mol/s);
 L = vloeistof volume stroom (l/s);
 Y_a = molfractie van component A (mol A/ mol gas);
 $[A]_t$ = totale concentratie van component A geabsorbeerd in de vloeistof (mol A/liter oplossing).

Bij chemische absorptie is de fysische oplosbaarheid verwaarloosbaar ten opzichte van de chemische oplosbaarheid, zodat:

$$[A]_t = [A] + [A]_c = m \cdot f_A \quad (4.2)$$

waarin: $[A]$ = de concentratie A, fysisch geabsorbeerd;
 $[A]_c$ = de concentratie A, chemisch geabsorbeerd.

De massabalans kan nu als volgt opgeschreven worden:

$$G_{in} \cdot Y_{a,in} + L \cdot m \cdot f_{A,in} = G_{uit} \cdot Y_{a,uit} + L \cdot m \cdot f_{A,uit} \quad (4.3)$$

De waarden van L en m kunnen langs de kolom veranderen, maar het produkt $L \cdot m$ blijft constant, omdat de reactieve solvent niet vluchtig is.

In de absorber en stripper vindt eenzijdig stoftransport plaats, hier alleen component A, zodat de molenstroom van de gasfase verandert langs de kolom. Om een rechte werklijn te krijgen moeten wij dus met de inerte gasmolenstroom de werklijn beschrijven.

$$G_I = G \cdot (1 - Y_a) \quad (4.4)$$

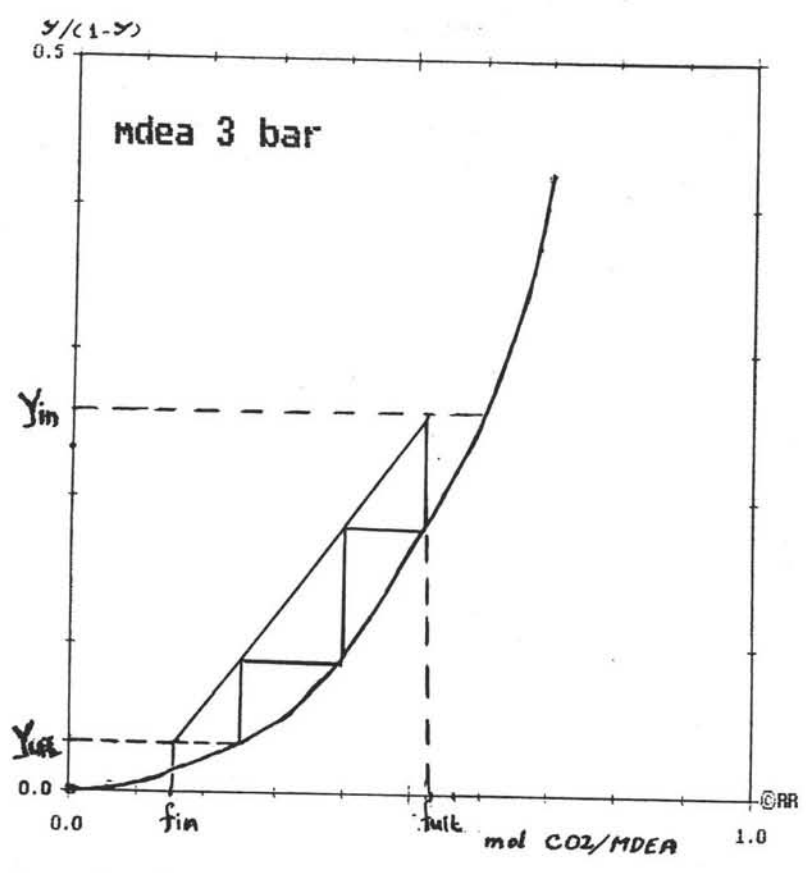
De massabalans wordt nu:

$$G_I \cdot Y_{a,in} / (1 - Y_{a,in}) + L \cdot m \cdot f_{A,in} = G_I \cdot Y_{a,uit} / (1 - Y_{a,uit}) + L \cdot m \cdot f_{A,uit} \quad (4.5)$$

Wij kunnen dus de massabalans voor elk punt in de kolom bepalen zodat de werklijn kan getekend kan worden met:

$$Y_{a,j} / (1 - Y_{a,j}) = L \cdot m / G_I \cdot f_{A,j-1} + Y_{a,in} / (1 - Y_{a,in}) - L \cdot m / G_I \cdot f_{A,uit} \quad (4.6)$$

Deze relatie geeft een rechte lijn wanneer $Y_{a,j} / (1 - Y_{a,j})$ tegen $f_{A,j-1}$ uitgezet is. Hier is te zien dat de helling van de werklijn niet alleen door de verhouding tussen gas- en vloeistofstroom bepaald wordt maar ook door de molariteit van de reactieve component in het solvent.



Figuur 4.1: Evenwichtslijn en werklijn absorptie-I bij STEG

4.1.3 De energiebehoefte in de reboiler

Om het absorptie-regeneratie systeem, voor vermindering van CO₂-emissie uit een centrale, te kunnen ontwerpen, is het belangrijk om de energiebehoefte ervan te weten. De operatiekosten van het systeem hebben een grote invloed op de kostprijs van elektriciteit die geproduceerd wordt.

In de reboiler hebben wij warmte nodig voor:

1. Opwarming van de vloeistof tot verdampings-temperatuur in de reboiler;
2. Het overwinnen van de reactie-energie tussen CO₂ en het reactieve solvent;
3. Verdamping van water als "carrier gas" in de stripper;
4. Opwarmen van de vloeistofstroom tot de temperatuur in de stripper.

De hoeveelheid warmte die in de reboiler gestopt moet worden is afhankelijk van:

1. Vloeistofcirculatie;
2. Specifieke warmte van vloeistof;
3. Reactiewarmte tussen CO₂ en solvent;
4. Hoeveelheid waterreflux.

Deze parameters zijn specifiek voor verschillende solvents bij een bepaald verwijderingspercentage. De vloeistofcirculatie en waterreflux worden bepaald door de oplosbaarheid van CO₂ in het solvent, die wij uit de evenwichtslijn kunnen bepalen. Een solvent kan een goede oplosbaarheid hebben met CO₂ maar het heeft een hoge reactiewarmte en hoge specifieke warmte, terwijl een andere solvent een lage oplosbaarheid heeft maar eveneens een lage reactiewarmte en lage specifieke warmte. Wij hebben geprobeerd dit te optimaliseren.

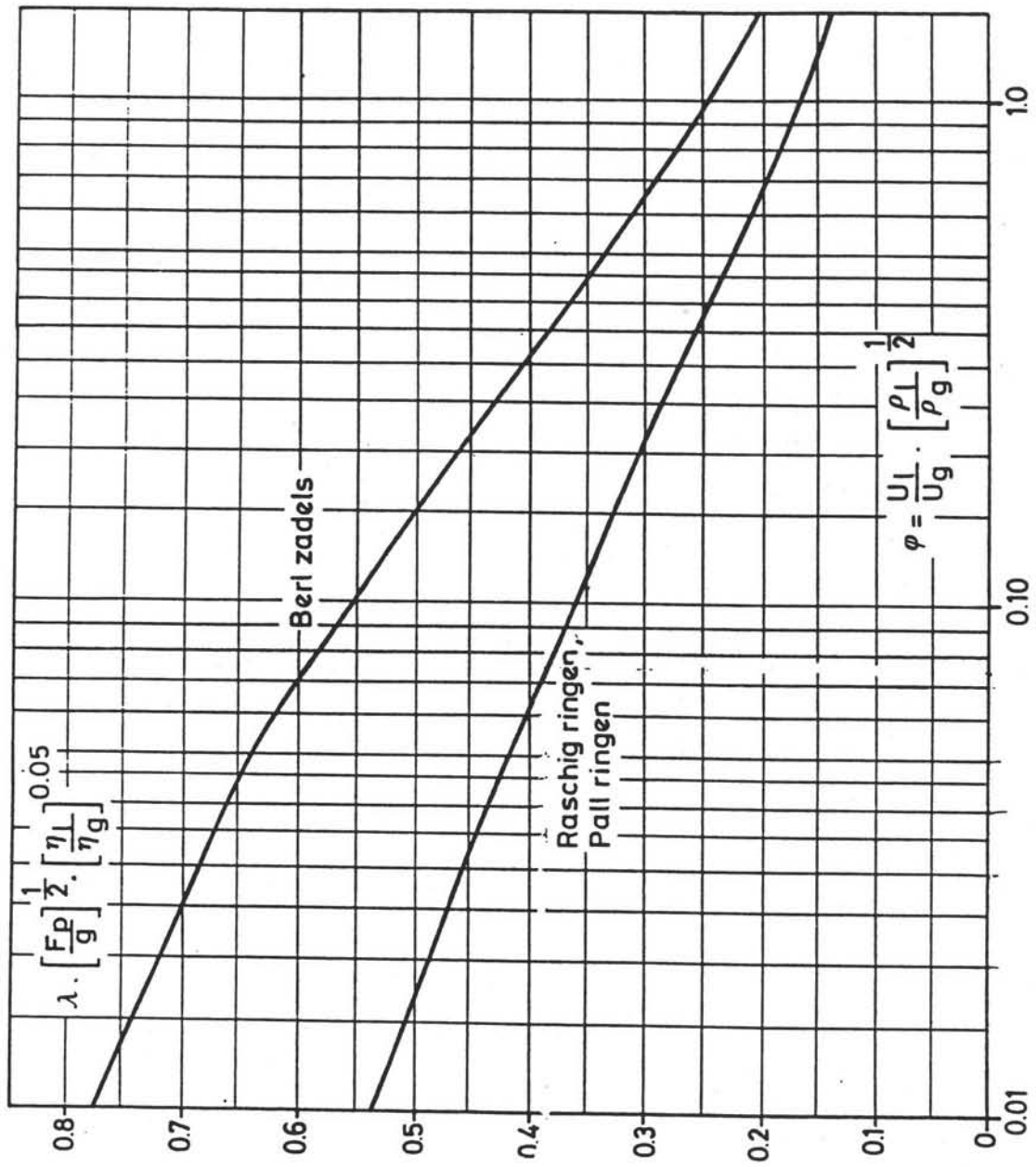
4.1.4 Het theoretische aantal schotels

Het theoretische aantal schotels wordt bepaald met één grafische methode (McCabe-Thiele). Veronderstellingen die wij hebben gemaakt om dit te doen zijn:

1. Alleen CO₂ die geabsorbeerd is en de andere componenten blijven constant;
2. Het solvent is niet vluchtig;
3. Waterdamp in de stripperkolom als stripgas.

Uit figuur 4.1 blijkt dat wij met deze grafische methode een paar parameters kunnen onderscheiden:

1. De molfractie van het ingaande gas (molCO₂/mol inert);
2. De molfractie van het uitgaande gas (molCO₂/mol inert);
3. De molfractie van het ingaande vloeistof (molCO₂/mol solvent);
4. De molfractie uitgaande vloeistof (molCO₂/mol solvent);
5. De vloeistofstroom in molen;
6. De gasstroom in molen.



Figuur 4.2: Floodinggrens van losgestorte vullichamen

De parameters 1,2,3 en 6 zijn vast, wij moeten alleen parameters 4 en 5 bepalen. Met behulp van deze parameters wordt het aantal theoretische schotels bepaald door constructie in het evenwichtsdiagram.

Eerst wordt de minimum vloeistofcirculatie bepaald. Dit is vloeistofstroom die hoort bij de situatie dat de werklijn de evenwichtslijn raakt of snijdt. De werkelijke vloeistofcirculatie wordt meestal $1,1 \cdot L_{\min}$ genomen. Hierna worden de werklijn en de evenwichtstrappen in de figuur getekend.

4.2 Rekenschema kolomdimensionering

Voor het dimensioneren van gepakte kolommen wordt gerekend volgens [4.1], [4.4] en [4.5]. Hierbij wordt de volgende procedure gevolgd.

4.2.1 Keuze van het type vullichaam en zijn afmetingen.

Bij optie 2 wordt gebruik gemaakt van Pall ringen (plastic, polypropylene) met de volgende afmetingen:

- d_r = nominale afmeting van de Pallringen: 0,09 m
- F_p = packing factor: 52 m^{-1}
- a = specifieke oppervlak: $85 \text{ m}^2/\text{m}^3$
- ε = vrije ruimte in de vulling: 0,92

4.2.2 Bepaling van de flooding grens

Uit Figuur 4.2 kan de flooding grens bepaald worden met behulp van de berekende flowparameter.

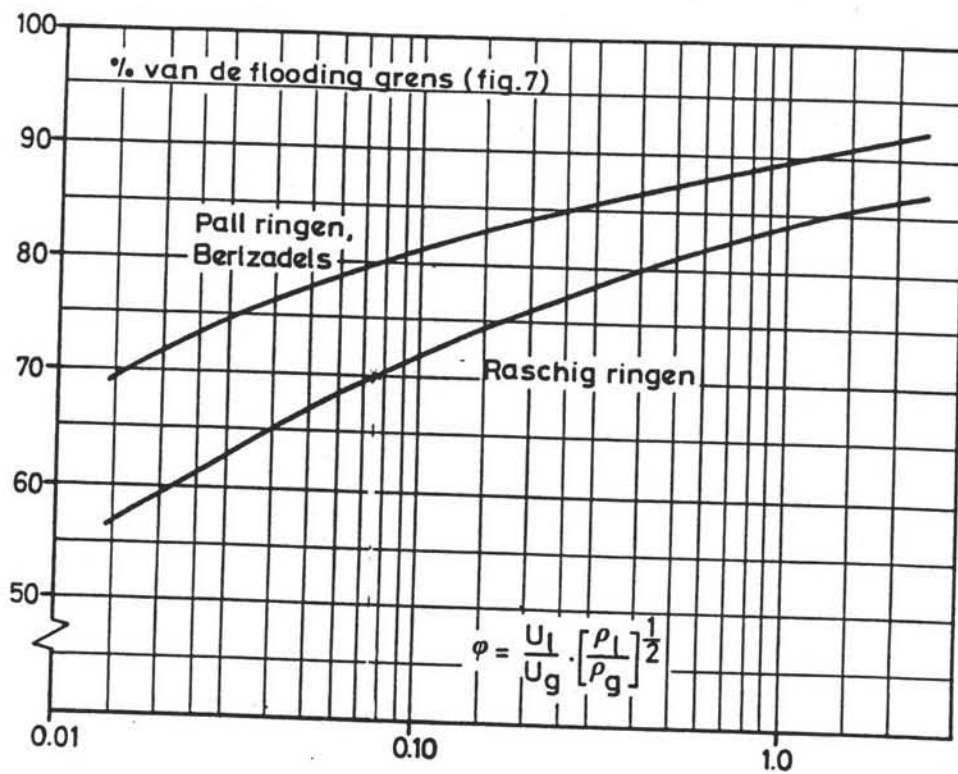
De flowparameter Φ is:

$$\Phi = M_l/M_g \cdot (\rho_g/\rho_l)^{0,5} \quad (4.7)$$

De flooding grens f is:

$$f = \lambda \cdot (F_p/g)^{0,5} \cdot (\eta_l/\eta_g)^{0,05} \quad (4.8)$$

waarin: M_l = vloeistofdebiet (kg/s)
 M_g = gasdebiet (kg/s)



Figuur 4.3: Stuwgrens van losgestorte vullichamen

- ρ_g = gasdichtheid (kg/m^3)
- ρ_l = vloeistofdichtheid (kg/m^3)
- λ = belastingsfactor (m/s)
- η_l = vloeistofviscositeit (Pa·s)
- η_g = gasviscositeit (Pa·s)

De percentage's van de flooding grens zijn in Figuur 4.3 weergegeven.

4.2.3 Bepaling van de kolom diameter

Uit vergelijking (4.8) kan de belastingsfactor λ berekend worden die de volgende relatie met de superficiële snelheid heeft:

$$\lambda = u_g \cdot (\rho_g/\rho_l)^{0,5} \quad (4.9)$$

De diameter van de kolom is:

$$D = (4 \cdot \phi_g / (\pi \cdot \% \text{ flooding grens} \cdot u_g))^{0,5} \quad (4.10)$$

waarin: ϕ_g = gasdebiet, m^3/s
 D = diameter van kolom, m

4.2.4 Het drukverlies over het gepakte bed

Het totale drukverlies wordt beschreven door de som van het 'droge' drukverlies en het 'natte' drukverlies in de kolom waar een vloeistofhold-up ontstaat.

Het drukverlies per meter vulling is:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{dr}} + \Delta p_{\text{nat}} \quad (4.11)$$

voor het Pallring-type vullichaam geldt:

$$\Delta p_{\text{dr}} = 0,4 \cdot F_p \cdot F^2 \quad (4.12)$$

$$\Delta p_{\text{nat}} = \Delta p_{\text{dr}} \cdot (1 - 2,6 \cdot h_1)^{-3} \quad (4.13)$$

$$\text{met } h_1 = 1,22 \cdot (u_g / (d_r \cdot g))^{1/3} \quad (4.14)$$

waarin: Δp_{dr} = het drukverlies in afwezigheid van vloeistof (N/m³)
 Δp_{nat} = het drukverlies in de bevloeiende kolom (N/m³)
 F = de belastingsfactor, $u_g \cdot \rho_g^{0,5}$ (m/s) · (kg/m³)^{0,5}
 h_1 = hold-up (m³ vloeistof/m³ vulling)

4.2.5 De overall hoogte van de overdrachtstrap HTU_{og}

De HTU_{og} bepaling is gebaseerd op de gasfase weerstand en afhankelijk van de stofoverdracht snelheden in twee fasen, het grensvlak, de stripping factor en de axiale menging. De bijdrage van de axiale menging in de totale stofoverdracht hoogte is niet groot en kan in de volgende beschouwingen verwaarloosd worden.

$$HTU_{og} = HTU_g^* + S \cdot HTU_l^* \quad (4.15)$$

$$\text{met: } HTU_g^* = \frac{0.00044 \cdot Re_g^{0.4} \cdot Sc_g^{2/3}}{u_l^{0.56}} \quad (4.16)$$

$$HTU_l^* = \frac{0.00029 \cdot u_l^{0.27} \cdot d_r^{1/3}}{D_l^{0.5} \cdot g^{1/6}} \quad (4.17)$$

$$\text{waarin: } Re_g = \frac{u_g \cdot d_r \cdot \rho_g}{\eta_g} \quad \text{Reynoldsgetal} \quad (4.18)$$

$$Sc_g = \frac{\eta_g}{D_g \cdot \rho_g} \quad \text{Schmidtgetal} \quad (4.19)$$

met: D_l = vloeistoffase diffusiecoëfficiënt (m^2/s)
 D_g = gasfase diffusiecoëfficiënt (m^2/s)
 η_g = viscositeit van het gas ($Pa \cdot s$)
 S = stripping factor (-)

4.2.6 De theoretische schotelhoogte: HETP

Bij de bepaling van de scheidingskolom moet de hoogte van de vulling, waarvan de scheidende werking overeenkomt met de theoretische schotelhoogte (HETP), bekend zijn. Het begrip theoretische schotel heeft geen fysische betekenis omdat het contact tussen gas en vloeistof continu plaatsvindt en het evenwicht tussen de fasen niet is bereikt. De HETP kan met het stofoverdracht proces in relatie gebracht worden volgens [4.1]:

$$HETP = \frac{2.3 \log S \cdot HTU_{og}}{S - 1} \quad (4.20)$$

$$\text{met: } S = \frac{m \cdot u_g}{u_l} = K \cdot G/L \quad (4.21)$$

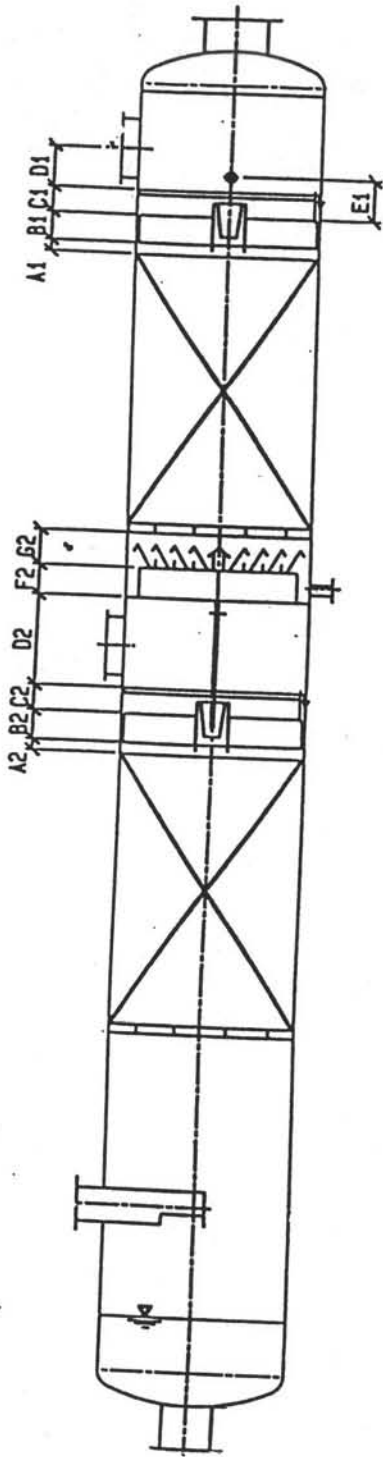
COLUMN WITH MANHOLE

TOP-DISTRIBUTOR

	max	min	Stand.
A1	100	50	100
B1	350	200	250
C1	300	200	250
D1	0.5xMANHOLEØ+50		
E1	0.5xNOZZLEØ+C1+100		

DISTRIBUTOR WITH CATCHER

	max	min	Stand.
A2	100	50	100
B2	350	200	250
C2	300	200	250
D2	MANHOLEØ+100		
F2	150	250	200
G2	300	200	250



Figuur 4.4: Standaard dimensionering van de gepakte kolom

- waarin: m = gemiddelde helling evenwichtslijn (concentratie/volume eenheid);
 K = gemiddelde helling evenwichtslijn (-);
 G = dampbelasting (kmol/s);
 L = vloeistofbelasting (kmol/s).

De totale hoogte van de pakking is [4.4]:

$$HETP_{tot} = 1,5 \cdot N_{th} \cdot HETP \quad (4.22)$$

4.2.7 Bepaling totale kolom hoogte

Het dimensioneren van de totale kolom hoogte wordt bepaald volgens [4.2] waar in standaard gegevens gebruikt zijn. In Figuur 4.4 is standaard extra ruimte weergegeven.

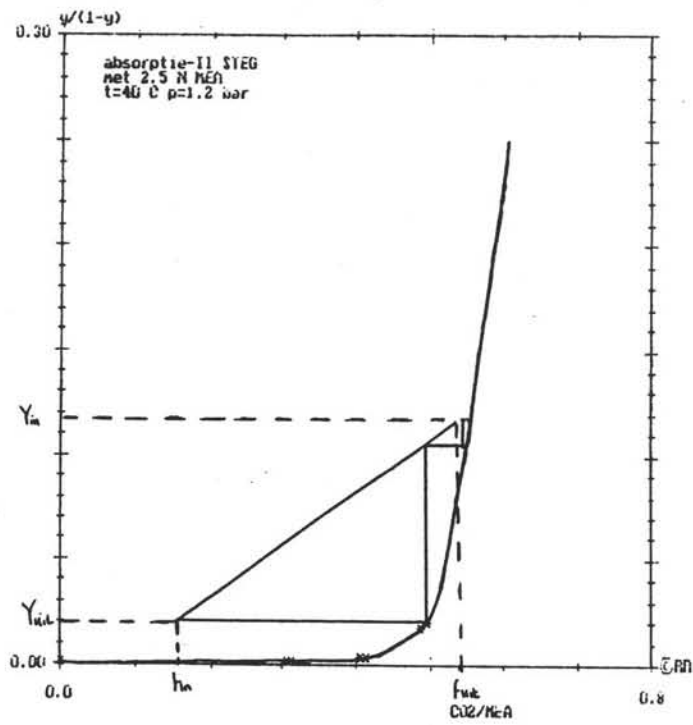
Deze bedraagt in de top:

1. $A1+B1+C1+D1 = 1 + 2,5 + 2,5 + 1 = 7$ m
2. De helft van manhole 0,5 m
3. Tot de afgeronde top 0,5 m

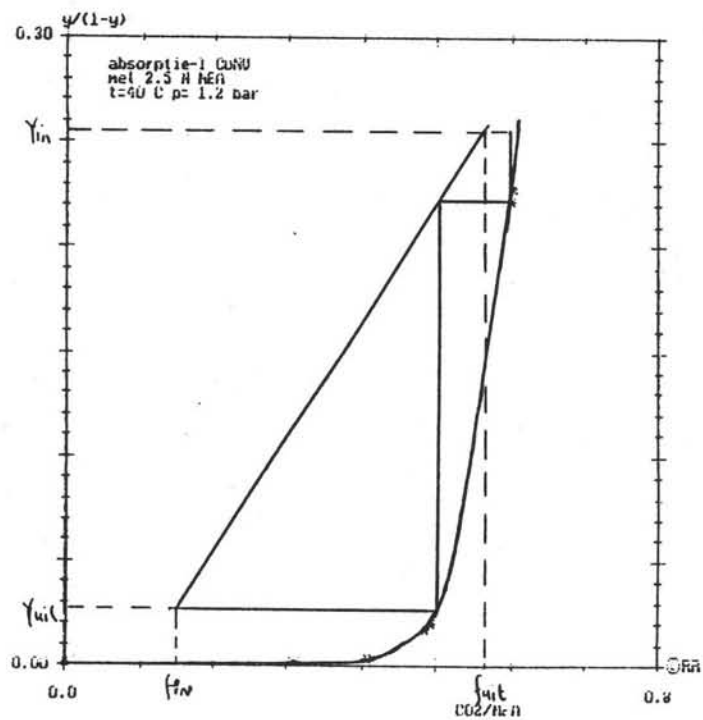
In het midden van de kolom:

1. $A2+B2+C2+D2+E2+F2+G2$ (tussenkoeling en vloeistof distributie) 11.5 m
2. Voor het plaatsen van in- en uit leidingen 1 m

Onder het onderste gepakte bed van de kolom tot aan bodem van de kolom is een afstand nodig voor gasinlaatdistributie en bevestiging van pijpen van 5 m [4.2].



Figuur 4.5: Evenwichtslijn en werklijn absorptie-II bij STEG



Figuur 4.6: Evenwichtslijn en werklijn absorptie-I bij Coventionele centrale

4.3 Resultaten van de evenwichts berekeningen voor optie II

4.3.1 Procescondities

Tabel 4.1: Resultaten uit de evenwichtslijn berekeningen met de conventionele centrale

No	Procescondities	Absorber I	Absorber II
1	Werkdruk (bar)	1,2	1,2
2	Temperatuur (°C)	40	40
3	Gasstroom (kmol/s)	9,4	13,6
4	CO ₂ -in (kmol/s)	1,92	2,35
5	CO ₂ -uit (kmol/s)	0,19	0,43
6	Het aantal trappen	1,72	1,72

Tabel 4.2: Resultaten uit de evenwichtslijn berekeningen met de STEG-centrale

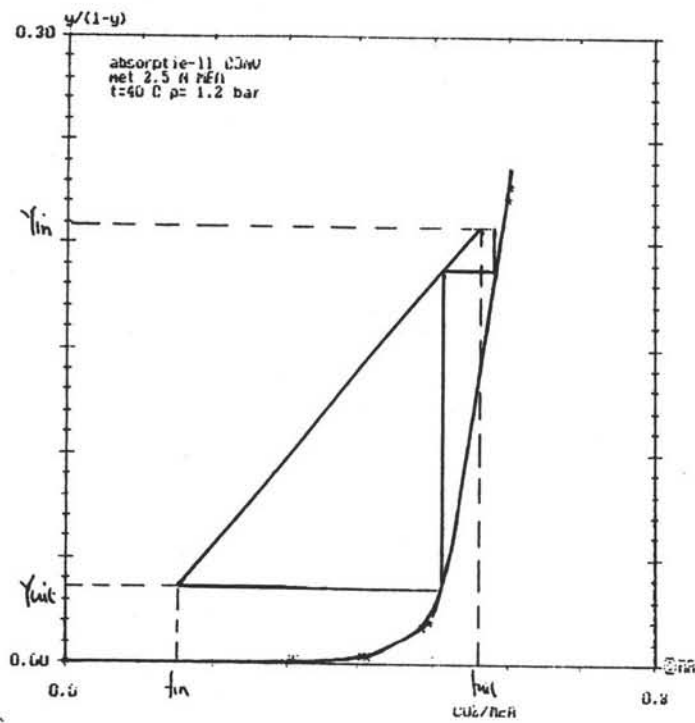
No	Procescondities	Absorber I	Absorber II
1	Werkdruk (bar)	3	1,2
2	Temperatuur (C)	40	40
3	Gasstroom (kmol/s)	9,40	23,90
4	CO ₂ -in (kmol/s)	1,92	2,50
5	CO ₂ -uit (kmol/s)	0,19	0,44
6	Het aantal trappen		

4.3.2 Evenwichtslijnen

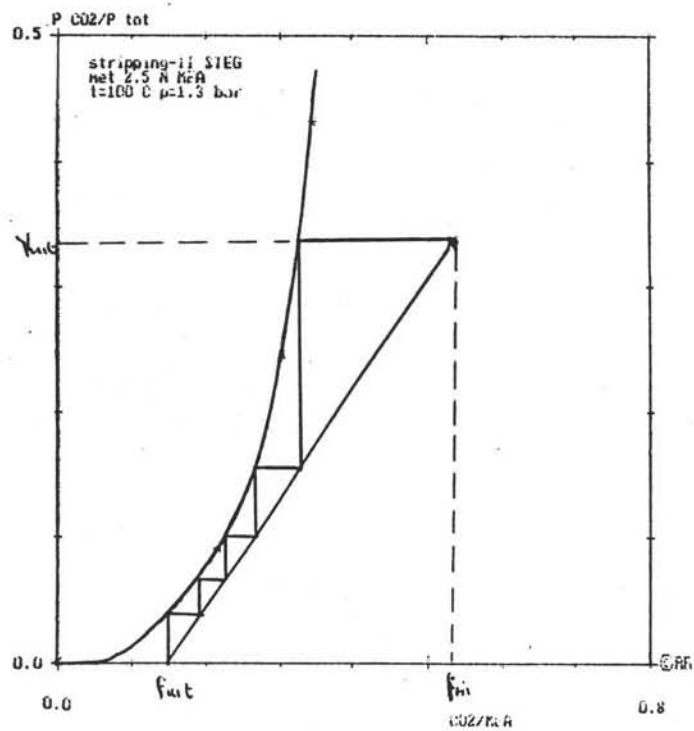
Getekend op basis van experimentele waarden.

Voor absorptie is getekend het aantal mol CO₂/mol inertgas ($y/(1-y)$) zie figuur 4.1 en de figuren 4.5 tot en met 4.7.

Voor stripping is het aantal mol CO₂/mol gas weergegeven, hier is er geen enkel gas dat een constante molenstroom heeft, zie figuur 4.8 tot en met 4.10.



Figuur 4.7: Evenwichtslijn en werklijn absorptie-II bij Conventionele centrale



Figuur 4.8: Evenwichtslijn en werklijn stripping-II bij STEG

4.3.3 Vloeistofcirculatie

De minimale vloeistof circulatie berekend m.b.v de evenwichtslijn en werklijn bij de maximale opname van het CO₂ gas.

Tabel 4.3: Resultaten van de vloeistofcirculatie berekeningen.

Centrale	Kolom	Lmin(m ³ /s)
Conventionele	Absorber 1	1,653
Conventionele	Absorber 2	1,881
STEG	Absorber 1	1,11
STEG	Absorber 2	2,166

Werkelijke vloeistof circulatie $L = 1,1 \cdot L_{\min}$

4.3.4 Reboiler duty

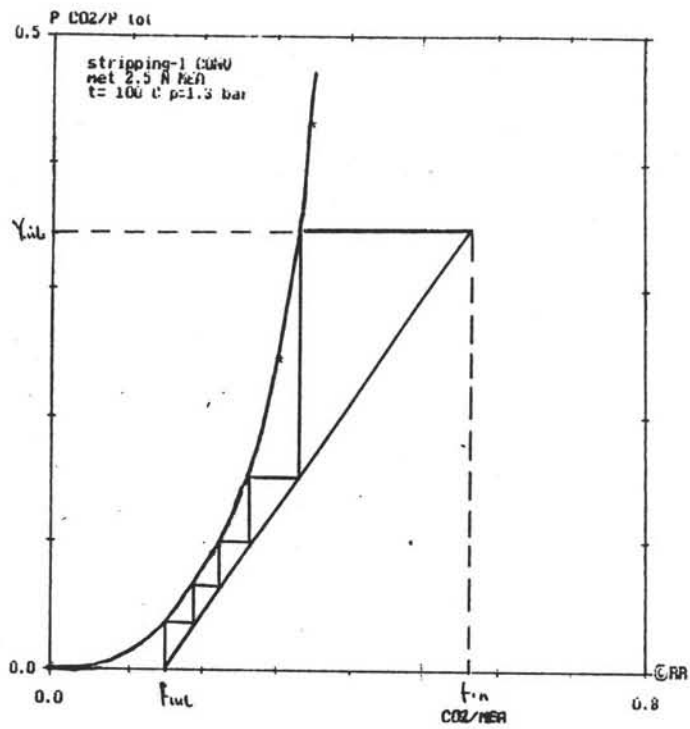
Reboiler duty bestaat uit:

- Voelbare warmte $Q = \rho \cdot L \cdot C_p \cdot \Delta T$
 $\rho = 975 \text{ kg/m}^3$; $\Delta T = 10 \text{ }^\circ\text{C}$; $C_p = 4,18 \text{ kJ/kg}\cdot\text{K}$
- Reactie warmte $Q = m_{\text{CO}_2} \cdot H_{\text{reactie}}$
 $H_{\text{reactie}} = 1919 \text{ kJ/kgCO}_2$
- Verdampingswarmte $Q = m_{\text{H}_2\text{O}} \cdot H_{\text{verdamping}}$
 $H_{\text{verdamping}} = 2235,4 \text{ kJ/kgH}_2\text{O}$

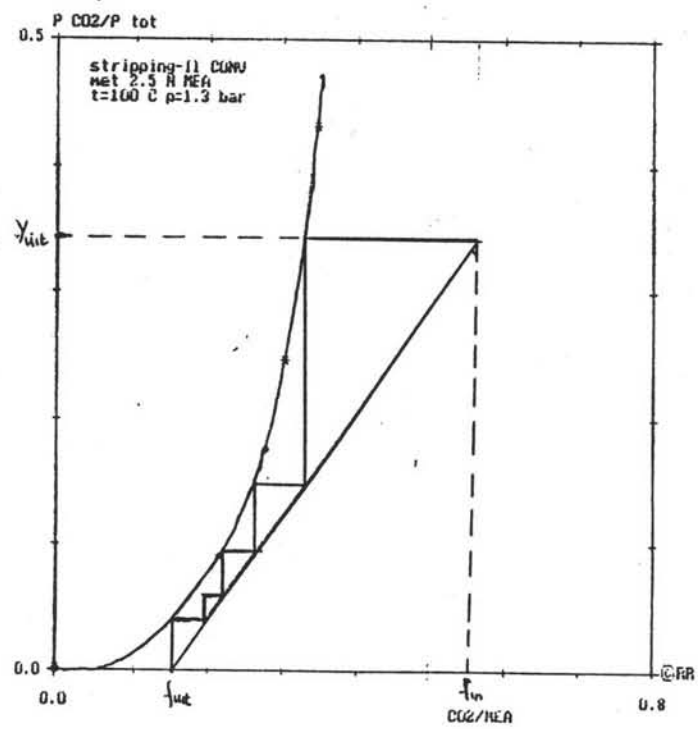
Tabel 4.4: Reboiler duty's

No	STRIPPER	Duty (MW)
1	Conventionele I	352
2	Conventionele II	394
3	STEG I	221,4
4	STEG II	429

4.3.5 Pomp arbeid



Figuur 4.9: Evenwichtslijn en werklijn stripping-I bij Conventionele centrale



Figuur 4.10: Evenwichtslijn en werklijn stripping-II bij Conventionele centrale

Tabel 4.5: Pomparbeid bij de conventionele centrale

Pomp no:	Pomparbeid (KW)	efficiency (%)
1	492	87
2	473	87
3	557	88
4	536	88
5	18,1	67
6	19,9	68
7	55,9	74
8	62,3	75

Tabel 4.6: Pomparbeid bij een STEG centrale

Pomp no:	Pomparbeid (KW)	efficiency (%)
1	749	87
2	439	86
3	638,2	88
4	662	88
5	23,5	68
6	55,9	74
7	68,6	76
8	55,9	74

4.3.6 Compressor arbeid

Tabel 4.7: Compressor arbeid bij een conventionele centrale

Comp. no:	Comp. arbeid (MW)
1	6,2
2	15,2

Tabel 4.8: Compressor arbeid bij een STEG centrale

Comp. no:	Comp. arbeid (MW)
1	33
2	26
3	82
4	45

Literatuur

- [4.1] Rousseau, Ronald W. and J. Stephen Staton, 'Analyzing Chemical Absorbers and Strippers. *Chemical Engineering*, July 18, 1988.
- [4.2] Olujić, Ž., *Approximate Design and Costing of Equipment used in Absorption, Distillation, Extraction, and Stripping Processes*, Breviary. Laboratory for Process Equipment TU Delft, 1991.
- [4.3] Zuiderweg, F.J., *Fysische Scheidingsmethoden, deel 1*. Delft, 1987. Dictaat TU Delft, Faculteit der Werktuigbouwkunde en Maritieme Techniek, Sectie Laboratorium Apparatenbouw en Procesindustrie.
- [4.4] Zuiderweg, F.J., *Fysische Scheidingsmethoden, deel 2*. Delft, 1987. Dictaat TU Delft, Faculteit der Werktuigbouwkunde en Maritieme Techniek, Sectie Laboratorium Apparatenbouw en Procesindustrie.
- [4.5] Khrisna, R., *Scheidingsprocessen II, Lecture 6*. Departement of Chemical Engineering University of Amsterdam. 1991.

Bijlage 5

Bijlage 5: Optie III

Deze bijlage bevat de berekeningsresultaten van het CO-shift proces en een Warm Kalium Carbonaat absorber en stripper kolom.

In bijlage 5.1 staat het CO-shift-proces en in bijlage 5.2 het het Warm Kalium Carbonaat-proces.

Voor de rekenmethode van de chemische absorber en stripper wordt verwezen naar:

1. Olujić, Ž., *Approximate Design and Costing of Equipment used in Absorption, Distillation and Stripping Processes*, TU Delft, Laboratory for Process Equipment, 1991.
2. Maddox, R.N. en Burns, M.D., *Designing a Hot Carbonate Process*. Oil and Gas Journal (13 nov 1967), 122-131.
3. Rousseau, R.W. en Staton, J.S., *Analyzing Chemical Absorber and Stripper*, Chemical Engineering (juli 1988), 91-95.

De evenwichtsgegevens van warm kalium carbonaat zijn te vinden in:

4. Astarita, G., Savage, D.W., Bisio, A., *Gas Treating with Chemical Solvents*, Wiley Publication, New York, 1983.
5. Bocard, J.P., Mayland, B.J., *New Charts for a Hot Carbonate Process*. Hydrocarbon Processing en Petroleum Refiner, vol 41, April 1962.

In het boek van Astarita wordt de empirische formule van dit evenwicht gegeven:

$$p^* = 1,95 \cdot 10^9 \cdot m^{0,4} \cdot \left(\frac{x^2}{1-x}\right) \cdot \exp\left(\frac{-8160}{T}\right) \quad (5.1)$$

waarbij: p^* = partiele druk van CO_2 (atmosfeer);
 m = molariteit van K_2CO_3 oplossing (mol/liter);
 x = opgeloste CO_2 (mol CO_2 per mol K_2CO_3);
 T = temperatuur (K).

De berekeningen, die hier gedaan worden, zijn gebaseerd op de experimentele evenwichtsgegevens van artikel [5].

5.1 Programma CO-shift

```
program COshift (input,output);
```

```
const CONul=0.218;
```

```
  H2nul=0.038;
```

```
  CO2nul=0.205;
```

```
  N2nul=0.533;
```

```
  CH4nul=0.005;
```

```
  C2H6nul=0.002;
```

```
  FiHOG=8879.7;
```

```
var hhCO1,hhCO,hhkat,Kecht,Konecht1,Konecht2,
```

```
  stdgverh,CO,H2O,H2,CO2,CH4,C2H6,N2,stgr,somkat,Rgemm,T,T0,P,r1,r2,
```

```
  warmtestroom,vrijkwarmte,ka{T},Z,stapje,molstroom,konv,
```

```
  CpCO,CpH2,CpCO2,CpN2,CpCH4,CpC2H6,CpH2O,Cp,tothhkat,hhH2O,
```

```
  blup,Cp1,Cp2:real;
```

```
  f:text;
```

```
procedure hoeveelheidkatalysator2(T:real);
```

```
begin
```

```
{ T:=620;}
```

```
  writeln('Begin temperatuur = ',T:8:3, ' [Kelvin]');
```

```
  writeln(f,'Begin temperatuur = ',T:8:3, ' [Kelvin]');
```

```
  repeat
```

```
  begin
```

```
    CpN2:=6.5 + 0.001*T;
```

```
    CpCO2:=10.34 + 0.00274*T - (195500/(T*T));
```

```
    CpH2O:=8.22 + 0.00015*T + 0.00000134*T*T;
```

```
    CpCO:=6.6 + 0.0012*T;
```

```
    CpH2:=6.62 + 0.00081*T;
```

```
    CpCH4:=5.34 + 0.0115*T;
```

```
    CpC2H6:=2*CpCH4;
```

```
Cp1:=(CpCO2*CO2+CpN2*N2+CpH2O*H2O+CpCO*CO+CpCH4*CH4+CpC2H6*C2H6)  
*4.184;
```

```
  Z:=(1000/T)-1;
```

```
  Kecht:=exp(Z*(Z*(0.63508-0.29353*Z)+4.1778)+0.31688);
```

```
  Konecht1:=(CO2*H2)/(CO*H2O);
```

```
r1:=ka{T}*exp(0.55*(ln(P)))*(exp(0.9*(ln(CO)))*exp(0.25*(ln(H2O))))/exp(0.6*(ln(CO2)))  
*(1-(Konecht1/Kecht));
```

```
  H2O:=H2O-stapje;
```

```
  H2:=H2+stapje;
```

```
  CO2:=CO2+stapje;
```

```
  CO:=CO-stapje;
```

```
Cp2:=(CpCO2*CO2+CpN2*N2+CpH2O*H2O+CpCO*CO+CpH2*H2+CpCH4*CH4+CpC  
2H6*C2H6)*4.184;
```

```

Cp:=(Cp1+Cp2)/2;
Konecht2:=(CO2*H2)/(CO*H2O);

r2:=ka{T}*exp(0.55*(ln(P)))*(exp(0.9*(ln(CO)))*exp(0.25*(ln(H2O)))/exp(0.6*(ln(CO2))))
*(1-(Konecht2/Kecht));
Rgemm:=(r1+r2)/2;
hhkat:=(stapje*molstroom*3.6)/Rgemm;
somkat:=somkat+hhkat;
warmtestroom:=Cp*molstroom;
vrijkwarmte:=41000*molstroom*stapje;
T:=T+(vrijkwarmte/warmtestroom);
hhCO1:=CONul*FiHOG;
hhCO:=CO*molstroom;
end;
until hhco < 0.1*hhCO1;
writeln('De eindtemperatuur in deze stap is ',T:10:2,' [Kelvin]');
writeln(f,'De eindtemperatuur in deze stap is ',T:10:2,' [Kelvin]');
writeln('De hoeveelheid katalystor in deze stap is ',somkat:10:2,' [kg kat]');
writeln(f,'De hoeveelheid katalysator in deze stap is ',somkat:10:2,' [kg kat]');
writeln('Frakties van alle componenten in gas met stoom');
writeln(f,'Fraktie van alle componenten in gas met stoom');
write('CO2 =',CO2:8:4);write(' CO =',CO:8:4);writeln(' H2 =',H2:8:4);
write('N2 =',N2:8:4);write(' CH4 =',CH4:8:4);writeln(' C2H6 =',C2H6:8:4);
writeln('H2O =',H2O:8:4);
writeln(f,'H2O =',H2O:8:4);
writeln('hoeveelh.CO voor =',hhCO1:9:2,' [mol/s]');
writeln('hoeveelh.CO na =',hhCO:9:2,' [mol/s]');
writeln(f,'hoeveelh.CO voor =',hhCO1:9:2,' [mol/s]');
writeln(f,'hoeveelh.CO na =',hhCO:9:2,' [mol/s]');
hhH2O:=H2O*molstroom;
writeln('hoeveelheid H2O na =',hhH2O:9:2,' [mol/s]');
writeln(f,'hoeveelheid H2O na =',hhH2O:9:2,' [mol/s]');
end;

```

```

procedure hoeveelheidkatalysator1(T:real);

```

```

begin

```

```

writeln('Begin temperatuur = ',T:8:3,' [Kelvin]');
writeln(f,'Begin temperatuur = ',T:8:3,' [Kelvin]');
repeat
begin
CpN2:=6.5 + 0.001*T;
CpCO2:=10.34 + 0.00274*T - (195500/(T*T));
CpH2O:=8.22 + 0.00015*T + 0.00000134*(T*T);
CpCO:=6.6 + 0.0012*T;
CpH2:=6.62 + 0.00081*T;
CpCH4:=5.34 + 0.0115*T;
CpC2H6:=2*CpCH4;

```

```
Cp1:=(CpCO2*CO2+CpN2*N2+CpH2O*H2O+CpCO*CO+CpH2*H2+CpCH4*CH4+CpC2H6*C2H6)*4.184;
```

```
Z:=(1000/T)-1;
```

```
Kecht:=exp(Z*(Z*(0.63508-0.29353*Z)+4.1778)+0.31688);
```

```
Konecht1:=(CO2*H2)/(CO*H2O);
```

```
ka{T}::=exp((-13824/T) + 16.84);
```

```
r1:=ka{T}*exp(0.55*(ln(P)))*(exp(0.9*(ln(CO)))*exp(0.25*(ln(H2O)))/exp(0.6*(ln(CO2))))
```

```
*(1-(Konecht1/Kecht));
```

```
H2O:=H2O-stapje;
```

```
H2:=H2+stapje;
```

```
CO2:=CO2+stapje;
```

```
CO:=CO-stapje;
```

```
Cp2:=(CpCO2*CO2+CpN2*N2+CpH2O*H2O+CpCO*CO+CpH2*H2+CpCH4*CH4+CpC2H6*C2H6)*4.184;
```

```
Cp:=(Cp1 + Cp2)/2;
```

```
Konecht2:=(CO2*H2)/(CO*H2O);
```

```
r2:=ka{T}*exp(0.55*(ln(P)))*(exp(0.9*(ln(CO)))*exp(0.25*(ln(H2O)))/exp(0.6*(ln(CO2))))
```

```
*(1-(Konecht2/Kecht));
```

```
Rgemm:=(r1+r2)/2;
```

```
hhkat:=(stapje*molstroom*3.6)/Rgemm;
```

```
somkat:=somkat+hhkat;
```

```
warmtestroom:=Cp*molstroom;
```

```
vrijkwarmte:=41000*molstroom*stapje;
```

```
T:=T+(vrijkwarmte/warmtestroom);
```

```
end;
```

```
until T > 675;
```

```
hhCO1:=CONul*FiHOG;
```

```
hhCO:=CO*molstroom;
```

```
writeln('De eindtemperatuur in deze stap is ',T:10:2,' [Kelvin]');
```

```
writeln(f,'De eindtemperatuur in deze stap is ',T:10:2,' [Kelvin]');
```

```
writeln('De hoeveelheid katalyst in deze stap is ',somkat:10:2,
```

```
' [kg kat]');
```

```
writeln(f,'De hoeveelheid katalyst in deze stap is ',somkat:10:2,
```

```
' [kg kat]');
```

```
writeln('Frakties van alle componenten in gas met stoom');
```

```
writeln(f,'Frakties van alle componenten in gas met stoom');
```

```
write('CO2 =',CO2:8:4);write(' CO =',CO:8:4);writeln(' H2 =',H2:8:4);
```

```
write('N2 =',N2:8:4);write(' CH4 =',CH4:8:4);writeln(' C2H6 =',C2H6:8:4);
```

```
writeln('H2O =',H2O:8:4);
```

```
write(f,'CO2 =',CO2:8:4);write(f,' CO =',CO:8:4);writeln(f,' H2 =',H2:8:4);
```

```
write(f,'N2 =',N2:8:4);write(f,' CH4 =',CH4:8:4);writeln(f,' C2H6 =',C2H6:8:4);
```

```
writeln(f,'H2O =',H2O:8:4);
```

```
writeln('hoeveelh.CO voor =',hhCO1:9:2,' [mol/s]');
```

```
writeln('hoeveelh.CO na =',hhCO:9:2,' [mol/s]');
```

```
writeln(f,'hoeveelh.CO voor =',hhCO1:9:2,' [mol/s]');
```

```

writeln(f,'hoeveelh.CO na      =',hhCO:9:2,' [mol/s]');
hhH2O:=H2O*molstroom;
writeln('hoeveelheid H2O na =',hhH2O:9:2,' [mol/s]');
writeln(f,'hoeveelheid H2O na =',hhH2O:9:2,' [mol/s]');
end;

```

```
{hoofdprogramma}
```

```

begin
assign(f,'output.dat');
rewrite(f);
  writeln(f,'BEREKENING VAN CO-SHIFT');
  writeln(f);
  writeln('Stoom/drooggas verh. [in mol per second/mol per second] = ');
  write(f,'Stoom/drooggas verh. [in mol per second/mol per second] = ');
  readln(stdgverh);
  writeln(f,'',stdgverh:8:2);
  writeln('Druk [in bar] =');
  write(f,'Druk [in bar] =');
  readln(P);
  writeln(f,'',P:8:2);
  writeln('Begin Temperatuur [Kelvin] =');
  write(f,'Begin Temperatuur [Kelvin] =');
  readln(T);
  writeln(f,'',T:8:2);
  writeln('stapgrootte [-] =');
  write(f,'stapgrootte [-] =');
  readln(stgr);
  writeln(f,'',stgr:8:2);
  hhkat:=0;
  somkat:=0;
  molstroom:=FiHOG*(1+stdgverh);
  blup:=1/(stdgverh + 1);
  stapje:=stgr*COnul*blup;
  CO:=COnul*blup;
  N2:=N2nul*blup;
  H2O:=stdgverh*blup;
  CO2:=CO2nul*blup;
  H2:=H2nul*blup;
  CH4:=CH4nul*blup;
  C2H6:=C2H6nul*blup;
  writeln('beginfracties van alle componenten in het gas met stoom');
  writeln(f,'beginfracties van alle componenten in het gas met stoom');
  write('CO2 =',CO2:8:4);write(' CO =',CO:8:4);writeln(' H2 =',H2:8:4);
  write('N2 =',N2:8:4);write(' CH4 =',CH4:8:4);writeln(' C2H6 =',C2H6:8:4);
  write('H2O =',H2O:8:4);
  write(f,'CO2 =',CO2:8:4);write(f,' CO =',CO:8:4);writeln(f,' H2 =',H2:8:4);

```

```

write(f,'N2 =',N2:8:4);write(f,' CH4 =',CH4:8:4);writeln(f,' C2H6 =',C2H6:8:4);
write(f,'H2O =',H2O:8:4);
writeln;
writeln;
writeln(f);
writeln(f);

writeln('=====');
writeln(f,'=====');

begin
  writeln('REACTOR 1');
  writeln(f,'REACTOR 1');
  writeln;
  writeln(f);
  hoeveelheidkatalysator1(T);
  konv:=(hhCO1-hhCO)/hhCO1;
  writeln('konversie      = ',konv:8:4);
  writeln(f,'konversie      = ',konv:8:4);
  P:=P-0.5;
  tothkat:=somkat;
  { stgr:=0.1*stgr; }
  writeln;
  writeln;
  writeln(f);
  writeln(f);
  {
    writeln('reactor 1a');
    writeln(f,'reactor 1a');
    writeln;
    writeln(f);
    hoeveelheidkatalysator1(T);
    konv:=(hhCO1-hhCO)/hhCO1;
    writeln('konversie      = ',konv:8:4);
    writeln(f,'konversie      = ',konv:8:4);
    P:=P-0.5;
    tothkat:=somkat + tothkat;
    writeln;
    writeln;
    writeln(f);
    writeln(f);
    stgr:=0.1*stgr;
    writeln('REACTOR 2');
    writeln(f,'REACTOR 2');
    writeln;
    writeln(f);
    hoeveelheidkatalysator2(T);

```

```
konv:=(hhCO1-hhCO)/hhCO1;
writeln('konversie      = ',konv:8:4);
writeln(f,'konversie      = ',konv:8:4);
tothhkat:=tothhkat + somkat;
end;
writeln;
writeln;
writeln(f);
writeln(f);

writeln('=====');

writeln(f,'=====');

writeln('de echte k is ',Kecht:10:5);
writeln(' de onechte k is',Konecht2:10:5);
writeln('De totale hoeveelheid katalysator is ',tothhkat:10:2,' [kg kat]');
writeln(f,'De totale hoeveelheid katalysator is ',tothhkat:10:2,' [kg kat]');

writeln('=====');

writeln(f,'=====');

close(f);
end.
```


5.2 Resultaten absorber/stripper berekening

BIJLAGE 5: OPTIE 3

BEREKENING VAN :
CO2 VERWIJDERING M.B.V. CO-SHIFT EN HOT POTASSIUM CARBONAAT

GAS AANVOER

Gegevens van het hoogovensgas :

Temp = 288 K Dichtheid = 1.282739 kg/m³
Druk = 1 bar Mol massa= 30.256
Gasstroom 221.15 m³/s = 283.6779 kg/s = 9.375922 kmol/s

Samenstelling :

	mol	massa%	volume	m ³ /s	kmol/s	cal	kg/m ³	kg/m ³
						MJ/kmol	P=1;273K	P=1;288K
CO ₂	44		20.5	45.33575	1.922064	0	1.98	1.876875
CO	28		21.8	48.2107	2.043951	282.989	1.25	1.184895
H ₂	2		3.8	8.4037	0.356285	241.827	0.09	0.085312
N ₂	28		53.2	117.6518	4.987990	0	1.25	1.184895
CH ₄	16		0.5	1.10575	0.046879	802.32	0.72	0.6825
CnHm	40		0.2	0.4423	0.018751	2000	1.4	1.327083
totaal		100		221.15	9.375922	78.89262	1.35322	1.282739

De totale energie stroom= 739.6911 MW
De gas stroom(P=1;T=273)= 210.0206 Nm³/s
De stookwaarde vh gas= 3.521992 MJ/m³
De gemiddelde mol massa= 30.256
De gemiddelde dichtheid= 1.282739 kg/m³

=====

GAS NA CO-SHIFT, NAAR ABSORBER

Samenstelling van het hoofdstroom-gas na CO-shift (conversie factor:0.9)
Naar de absorber:

P= 17.5 bar conv= 0.9
T= 373 K 1-conv= 0.1

	% volume	m ³ /s	kmol/s	MJ/kmol	P=1;273K	P=17.5;37
CO ₂	31.76647	6.581500	3.761620	0	1.98	25.36045
CO	1.726094	0.357618	0.204395	282.989	1.25	16.01038
H ₂	18.54363	3.841942	2.195841	241.827	0.09	1.152747
N ₂	42.12304	8.727213	4.987990	0	1.25	16.01038
CH ₄	0.395893	0.082022	0.046879	802.32	0.72	9.221983
CnHm	0.158357	0.032809	0.018751	2000	1.4	17.93163
H ₂ O	5.286502	1.095277	0.626	0	0.5977	7.655527

totaal 100 20.71838 11.84147 56.07166

totale energie stroom= 663.9713 MW
De gas stroom(P=1;T=273)= 265.2491 Nm³/s
De stookwaarde vh gas= 2.503199 MJ/m³

BIJLAGE 5: OPTIE 3

De gemiddelde mol massa= 26.75256
 De gemiddelde dichtheid= 15.35520 kg/m³ (P=17.5;373K)

Y_{CO2}/(1-Y_{CO2})= 0.465555

 Berekening van de ingaande gas toestand van de absorber:

Temp = 373 K
 Druk = 17.5 bar
 Dichtheid = 15.35520 kg/m³
 gas stroom = 20.71838 m³/s = 11.84147 kmol/s
 CO2 stroom = 6.581500 m³/s = 3.761620 kmol/s
 =====

GAS NA ABSORBER

Berekening voor 0.95 CO2 verwijdering
 CO2 verwijderd = 6.252425 m³/s = 3.573539 kmol/s
 Samenstelling van het hoofdstroom-gas na de absorber:
 aangenomen: P= 16.5 bar
 T= 383 K

	% volume	m ³ /s	kmol/s	MJ/kmol	P=1;288k	cal.Mj/m ³
CO2	2.220833	0.358376	0.188081	0	4.446422	0
CO	2.413467	0.389461	0.204395	282.989	4.832104	12.634
H2	25.92817	4.184031	2.195841	241.827	51.91187	10.779
N2	58.89746	9.504289	4.987990	0	117.9210	0
CH4	0.553547	0.089326	0.046879	802.32	1.108280	35.882
CnHm	0.221419	0.035730	0.018751	2000	0.443312	100
H2O	9.765095	1.575794	0.827	0	19.55110	0

totaal = 16.13700 8.468939 78.40076 180.6630 3.519758

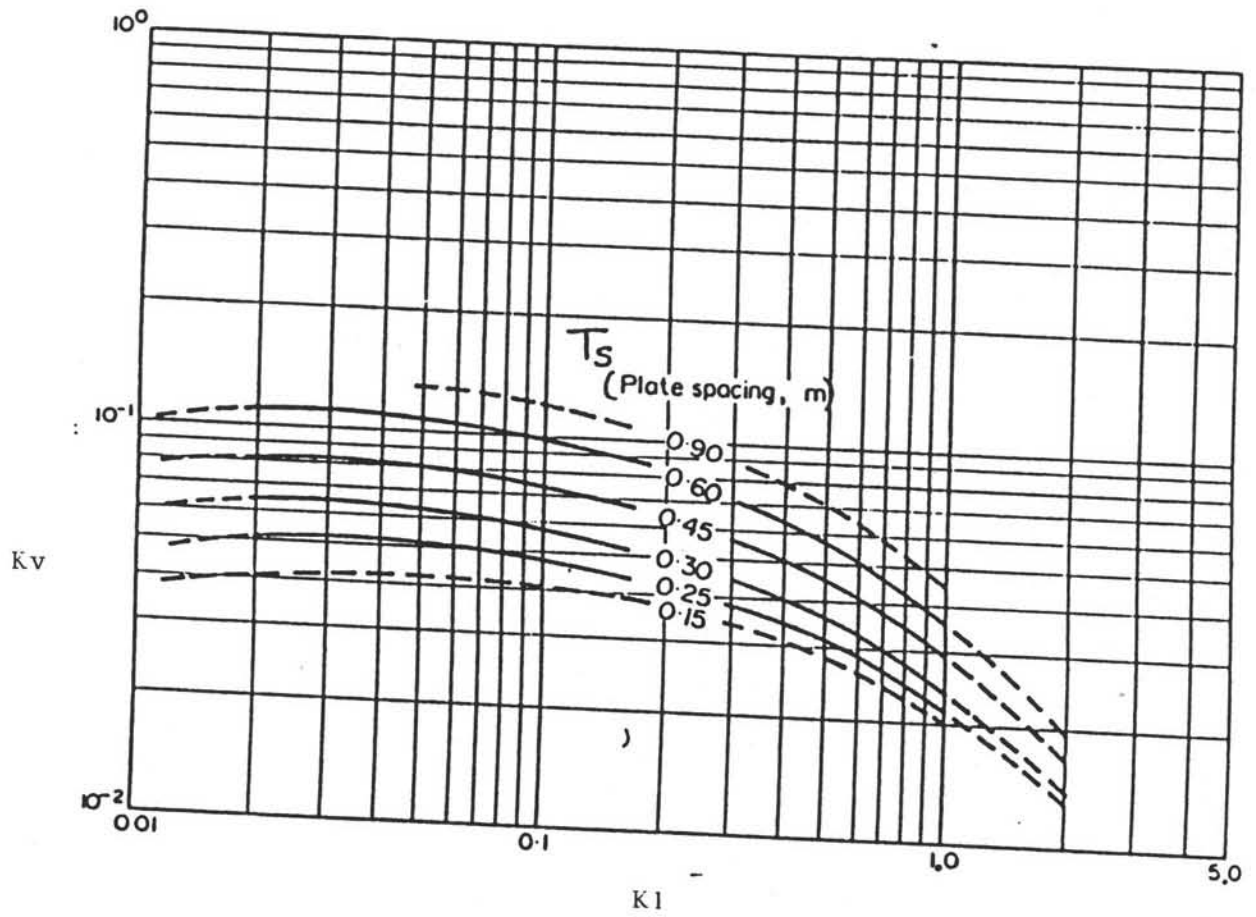
totale energie stroom= 663.9713 MW
 De gas stroom(P=1;T=273)= 189.7042 Nm³/s
 De stookwaarde vh gas= 3.500034 MJ/m³

Y_{CO2}/(1-Y_{CO2})= 0.022712

 DE SOLVENT-STROOM:

'Carrying capacity' = 0.018 kmol CO2/kmol oplossing
 Mol massa 25% w.t K2CO3 oplossing = 23 kg/kmol
 Dichtheid 25% w.t K2CO3 oplossing = 1200 kg/m³
 Molmassa K2CO3= 138.2
 Molmassa H2O= 18

benodigde oplosmiddel= 198.5299 kmol oplosmiddel/s
 4566.188 kg oplosmiddel/s
 3.805157 m³ oplosmiddel/s



Bijlage 5:

Figuur 1 : Floodinggrens K_v vs. de flow factor K_1

BIJLAGE 5: OPTIE 3

Specificatie van de ingaande vloeistof naar de absorber:

0.25 w.t K2CO3	1141.547 kg/s=	8.260109 kmol/s
0.75 w.t H2O	3424.641 kg/s=	190.2578 kmol/s

LEAN SOLUTION

0.36 K2CO3 omgezet	2.973639 kmol/s
0.36 H2O omgezet	2.973639 kmol/s
CO2 in de vloeistof	2.973639 kmol/s

K2CO3 rest	5.286470 kmol/s
H2O rest	187.2842 kmol/s
KHCO3 gevormd	5.947279 kmol/s
totaal	198.5179 kmol/s

verhouding CO2/totaal oplosmiddel 0.014979

RICH SOLUTION

Specificatie van de uitgaande vloeistof van de absorber:

0.7927 K2CO3 omgezet	6.547789 kmol/s
0.7927 H2O omgezet	6.547789 kmol/s
CO2 in de vloeistof	6.547789 kmol/s

K2CO3 rest	1.712320 kmol/s
H2O rest	183.7100 kmol/s
KHCO3 gevormd	13.09557 kmol/s
totaal	198.5179 kmol/s

verhouding CO2/totaal oplosmiddel 0.032983

ABSORPTIE COLOM

Colom dimensionering:

flow factor $K1 = (\text{phiv}/\text{phig}) * (\text{rhov}/\text{rhog})^{0.5}$

phiv= 3.805157 m³/s

phig= 20.71838 m³/s

rhov= 1200 kg/m³

rhog= 15.35520 kg/m³

K1= 1.623601

Kv-waarde volgens fig. 1. : 0.03

voor de afstand tussen de platen= 0.6 m

$Ug = Kv * ((\text{rhov} - \text{rhog}) / \text{rhog})^{0.5} = 0.263504 \text{ m/s}$

$Ug, \text{ontwerp} (0.6 * Ug) = 0.158102 \text{ m/s}$

Colom diameter: $Dc = ((4/\pi) * (\text{phig}/Ug, \text{ontwerp}))^{0.5}$
12.91704 m

BIJLAGE 5: OPTIE 3

Bereken aantal theoretische trappen = 1.2
 De geschatte absorber efficiëntie [2]= 0.05
 De werkelijke aantal trappen= 24
 De totale schotels hoogte= 14.4 m

Berekening van de warmte inhoud van de ingaande gas van de absorber:

ingaande gas temp= 373 K delta temp= 10 K
 uitgaande gas temp 383 K

De Cp waarden [3]

	Cp [cal/(mol K)]	kmol/s	Q [kcal/s]	[KJ/s]
CO2	11.36202	3.761620	427.3960	
CO	7.0476	0.204395	14.40494	
H2	6.92213	2.195841	151.9989	
N2	6.873	4.987990	342.8245	
CH4	9.6295	0.046879	4.514272	
C3H4	20.12269	0.018751	3.773375	
		11.21547	944.9121	3953.512 KJ/s

De reactie warmte van 25% w.t K2CO3 oplossing= 13500 BTU/lbmol
 komt vrij bij opname van 1 kmol CO2: 31401 KJ/kmol

Opgenomen CO2= 3.573539 kmol/s

Dus de totale reactie warmte voor opname van 3.573539 kmol/s CO2= 112212.6 KJ/s

Door de oplosmiddel opgenomen warmte: Q=
 (de totale reactie warmte - door het gas opgenomen warmte)= 108259.1 KJ/s

Cp van 25% w.t K2CO3 = 0.755 cal/(gr.C)
 3.15892 KJ/(kg.C)
 72.65516 KJ/(kmol.C)

De temperatuur verhoging van de oplosmiddel= Q/(m.Cp)

7.505372 C

Dus de ingaande temperatuur van de oplosmiddel= 110 C
 de uitgaande temperatuur van de oplosmiddel= 117.5053 C

de ingaande temperatuur van de gas= 100 C
 de uitgaande temperatuur van de gas= 110 C

BIJLAGE 5: OPTIE 3

FLASH

De ingaande vloeistof conditie:

Temp= 117.5053 C 243.5096 F
Druk= 17.5 bar 253.6231 psia
Solution=198.5299 kmol/s

De uitgaande conditie van de flash moet zelfde met de ingaande conditie (top) van de stripper:

flashing ter grootte= 0.5 van de CC
= 0.009 kmol CO2/kmol oplossing
Totale CO2 geflashed= 1.786769 kmol CO2 /s
flashing temperatuur= 215 F= 101.6666 C
temp.daling= 15.83870 C

Uitgaande conditie van het oplosmiddel (na flash):

Temp= 101.6666 C 215 F
CC= 0.023983 kmol CO2/kmol oplos 3.997226 scf CO2/gal oplos

zie evenwicht 1 en 2 op 3.997226 scf/gal en 215 F

	part.press [psia]	kmol/s
CO2	5.2	1.786769
H2O	12	4.123314
totaal	17.2	5.910083

Gegeven de reactie warmte= 31401 KJ/kmol
De verdampingswarmte van H2O= 2243 KJ/kg

Warmte vrij door de flashing:
kmol CO2* reactie warmte + kmol H2O* verdamp. warmte= 222581.0 KJ/s

Dus de temperatuur daling van de oplosmiddel= $Q/[m.Cp]$
= 15.43105 C

klopt met marge ca. 1 graad!

STRIPPER COLOM

De ingaande conditie van de stripper:

stroom1 van de flash= 194.4066 kmol/s

Temp= 101.6666 C= 215 F
Druk= 1.1868 bar= 17.2 psia
CC= 0.023983 kmol CO2/kmol oplos= 3.997226 scf CO2/gal

De uitgaande conditie van de stripper moet gelijk aan de ingaande conditie van de absorber:

Temp= 110 C= 230 F

BIJLAGE 5: OPTIE 3

Lean=	0.014979 kmol CO2/kmol opIs=	2.496532 scf CO2/gal
Deze ook de conditie van de reboiler, volgens evenwicht 2 op druk=		
	18.5 psia= 1.2765 bar	van H2O
	1.75 psia= 0.12075 bar	van CO2
totaal=	20.25 psia= 1.39725 bar	

Het stripper ontwerp met reflux verhouding= 3:1
betekent dat voor 1 kmol/s CO2 verwijdering er 3 kmol/s H2O
nodig is voor de reflux

Hoeveelheid CO2, die verwijderd moet worden= 3.573539 kmol/s
dus H2O benodigd= 10.72061 kmol/s

geflashed:	CO2=	1.786769 kmol/s
	H2O=	4.123314 kmol/s

gestript:	CO2=	1.786769 kmol/s
m.b.v	H2O=	6.597302 kmol/s

Dus CO2 fractie in het gas boven in de stripper, $Y_{CO2}=0.213114$
met $X_{CO2}=0.023983$

Gas-vloeistof verhouding in top van de stripper=
V= 8.384072 kmol/s
L= 198.5299 kmol/s

De helling van de werklijn L/V= 23.67941

Warmte berekening van de stripper:

1. Reactie warmte CO2 gestript=	56106.34 KJ/s
2. Warmte benodigd om de oplosmiddel van 101.6666 C tot 110 C=	120201.8 KJ/s
3. Verdampingswarmte van H2O via reboiler=	266359.5 KJ/s
Cp waarde H2O= 4.18 KJ/(kg.K)	
4. aannemen de temperatuur van de condensor= 60 C. Dus warmte voor H2O verwarming tot 101.6666 C=	33609.13 KJ/s

Totale warmte nodig= 476276.8 KJ/s
(zonder terugwinning warmte vanuit CO-shift)

Reboiler duty per kg opname CO2: 3029.062 KJ/kg

BIJLAGE 5: OPTIE 3

STRIPPER DIAMETER

Berekening van de stripper diameter:

Eerst kijken naar de bubble point van oplossing 2.5 scf CO₂/gal
= conditie van de reboiler op 230 F= 110 C (volgens evenwicht)

	part.druk [psia]	y
CO ₂	1.75	0.086419
H ₂ O	18.5	0.913580

totaal 20.25

x kmol/s damp gereproduceerd door de reboiler met energie
ter grootte= 476276.8 KW

voor damp stroom ter grootte:
(duty vermogen van de reboiler/(y_{co2}*reactie warmte+y_{h2o}*18*verdamp.warm

12.02763 kmol/s damp; die bestaat uit:

CO ₂ =	1.039425 kmol/s=	45.73470 kg/s
H ₂ O=	10.98820 kmol/s=	197.7877 kg/s

totale damp= 243.5224 kg/s

Bodem conditie: Y_{co2}= 0.086419
X_{co2}= 0.014979

Gas-vloeistof verhouding in de bodem van de stripper:

V= 12.02763 kmol/s
L= 198.5299 kmol/s
Helling=L/V= 16.50615

Berekening van de dampdichtheid op P= 20.25 psia
Temp= 110 C= 383

Gegeven voor 1 kmol ideale damp (P=14.5 psia;T=273 K)= 22.418 m³
dus op P= 20.25 psia,T= 383 K:

volume 1 kmol ideale gas= 22.52039 m³

volume 12.02763 kmol/s= 270.8670 m³/s uit de bodem van de strippe

Dus dampdichtheid= 0.899047 kg/m³
Liquid dichtheid= 1200 kg/m³

flow factor K₁=(phiv/phig)*(rhov/rhog)^0.5
phiv= 3.805157 m³/s
phig= 270.8670 m³/s
rhov= 1200 kg/m³
rhog= 0.899047 kg/m³

$K_1 = 0.513234$
 Kv-waarde volgens fig. 4. : 0.063
 voor de afstand tussen de platen = 0.6 m
 $U_g = K_v * ((\rho_{hov} - \rho_{hog}) / \rho_{hog})^{0.5} = 2.300790 \text{ m/s}$
 $U_{g, ontwerp} (0.6 * U_g) = 1.840632 \text{ m/s}$

Colom diameter: $D_c = ((4/\pi) * (\phi_{hog} / U_{g, ontwerp}))^{0.5}$
 13.68828 m

Bereken aantal theoretische trappen = 6.5
 De geschatte absorber efficiëntie = 0.1
 De werkelijke aantal trappen = 65
 De totale schotels hoogte = 39 m

Berekening van de hoeveelheid H₂O, die op P=0.7 bar; T=60 C; met CO₂
 uit de condensor colom ontsnapt:

[Perry pag.3-45, tab.3-5]:
 Partiele druk-H₂O = 0.20 bar
 Y-H₂O = 0.20

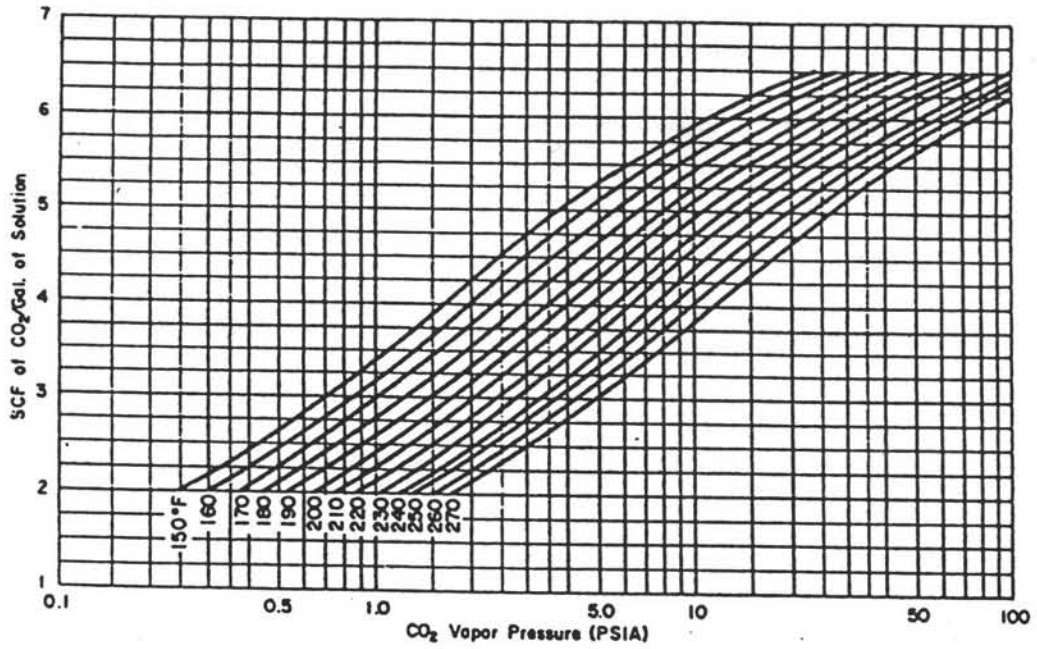
Hoeveelheid H₂O in damp = 0.894 kmol/s

=====

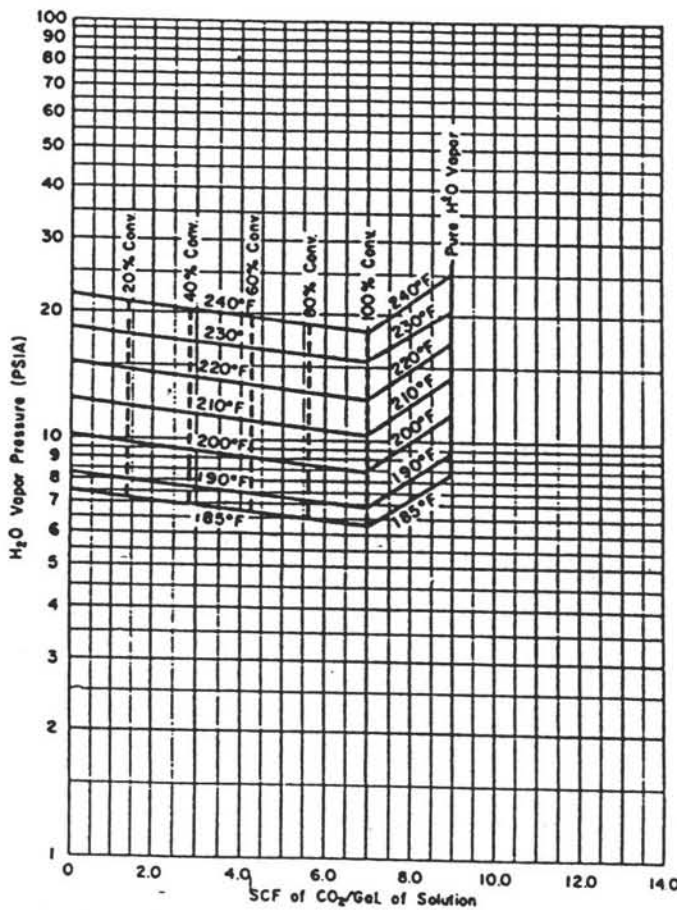
Tabel 1 : De Gegevens van het K_2CO_3 oplosmiddel

TEMPERATUUR	110 °C
GEWICHTS PROCENTEN	25 %
DICHTHEID	1200 kg/m ³
MOLMASSA	23 kg/kmol
WARMTE CAPACITEIT	72,655 kJ/kmol.K
REACTIE ENERGIE	31401 kJ/kmol CO ₂
VISCOCITEIT	0,53 cp

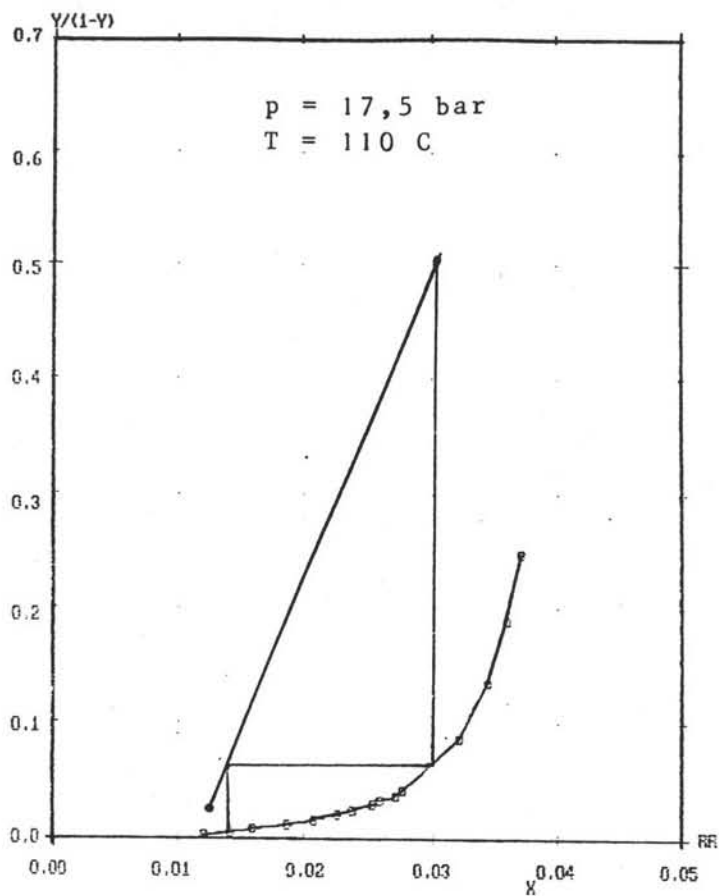
Bijlage 5:



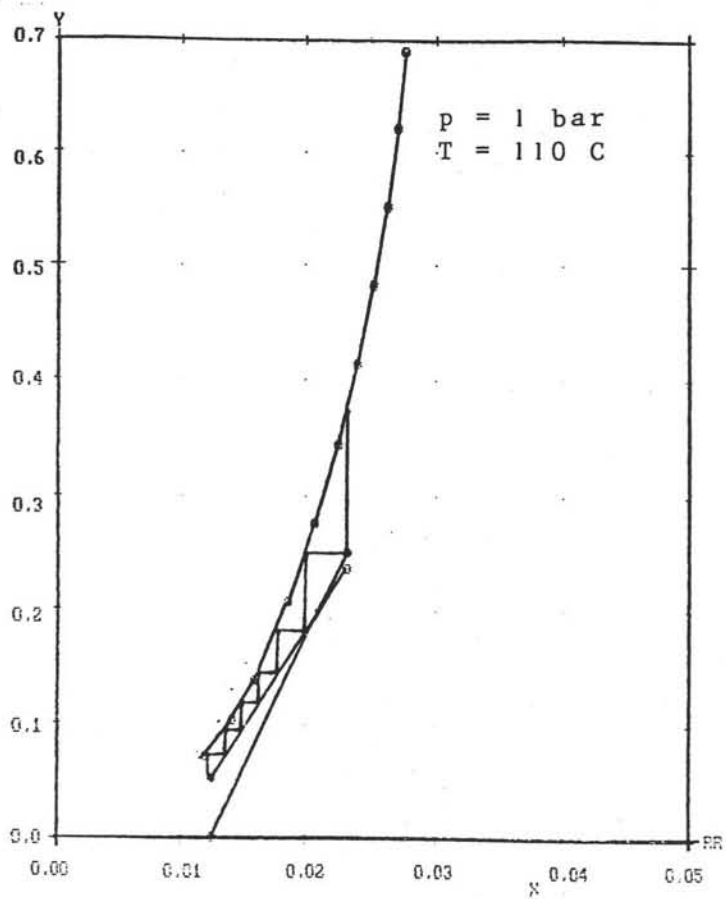
Figuur 2 : Oplosbaarheid van CO₂ als functie van de CO₂ dampdruk in een 25 wt.% K₂CO₃ oplossing.



Figuur 3 : De H₂O dampdruk als functie van het opgeloste CO₂ in een 25 wt.% K₂CO₃ oplossing bij verschillende graden van omzetting naar bicarbonaat.

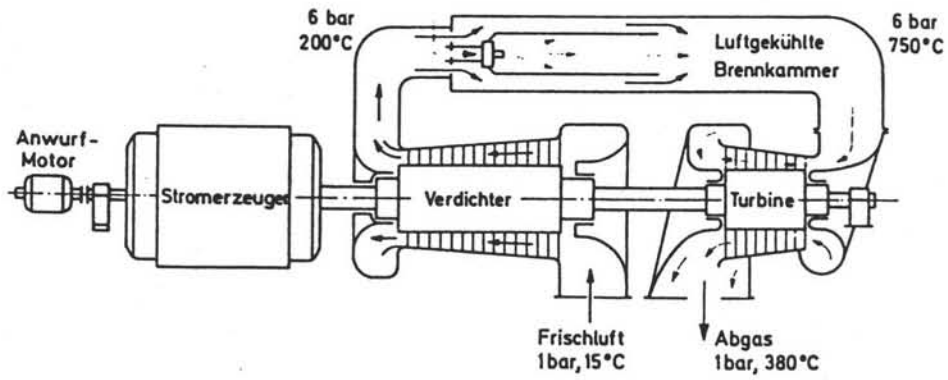


Figuur 4 : Evenwichts- en werklijn in de absorber kolom.



Figuur 5 : Evenwichts- en werklijn in de stripper kolom.

Bijlage 6



Figuur 6.1: Vereenvoudigde doorsnede van een industriële gasturbine [6.2].

Bijlage 6: Centrale rendement

6.1 Berekening van rendementen.

6.1.1 Berekening van het thermische rendement van een hoogovengasgestookte gasturbine in vergelijking met een aardgasgestookte gasturbine

De rendementen worden uitgedrukt in percentages. Onder een verhoging van het rendement met één %-punt wordt verstaan de verhoging van het getal (in %) dat het rendement van een eenheid aangeeft met één procent [6.1].

De gasturbine wordt hier beschouwd als opgebouwd uit drie componenten: een compressor, een verbrandingskamer en een expansieturbine (figuur 6.1).

Het thermische rendement wordt gedefinieerd door :

$$\eta_{th} = \frac{W_{as}}{Q_{toe}} \quad (6.1)$$

Q_{toe} toegevoerde warmte;

$$W_{as} = W_{exp} - W_{comp};$$

Waarin:

W_{as} asarbeid;

W_{exp} expansiearbeid;

W_{comp} compressiearbeid.

Aangenomen is dat het thermisch rendement van de expansieturbine 90% is, wat goed haalbaar is.

In een gasturbine gestookt op aardgas zijn de verhoudingen van de vermogens van de verschillende onderdelen als volgt (pag. 132 [6.2]):

compressor:expansieturbine:uitgaande as = 3:2:1

$$W_{comp} = \frac{2}{3} W_{exp}$$

	hoogovengas bijgemengd met aardgas		
	ref.	min.	max.
hoogovengas (kmol/s)	7,5	9,8	6,5
lucht (kmol/s)	15,8	19,8	12,6
Totaal ingaande gas	23,3	29,6	19,1
afgas (kmol/s)	22,3	28,4	18,2
afname volume (%)	4	4	5

Tabel 6.1: Gasstromen en volumecontractie (bijlage 1).

met een expansieturbinerendement van 90%:

$$W_{exp} = 0,9 \cdot Q_{toe}$$

wordt

$$W_{as} = 0,9 \cdot Q_{toe} - \frac{2}{3} \cdot 0,9 \cdot Q_{toe}$$

$$W_{as} = 0,3 \cdot Q_{toe}$$

Dan is het thermische rendement 30%, wat bij een moderne aardgasgestookte gasturbine een gemiddelde waarde is [6.3].

Bij het stoken van hoogovengas is het luchtdebiet door de compressor kleiner dan bij aardgas, en het hoogovengas moet gecompriemd worden. In het geval dat deze gasturbine op hoogovengas wordt gestookt is de compressiearbeid van lucht en hoogovengas samen 5% hoger dan de compressiearbeid van lucht alleen in de aardgasgestookte gasturbine.

In de verbrandingskamer treedt ten gevolge van de verbranding van het hoogovengas een volumecontractie op van 4% (tabel 6.1). Totaal neemt de compressiearbeid dan toe met 9%:

$$W'_{as} = 0,9 \cdot Q_{toe} - 1,09 \cdot W_{comp}$$

$$W'_{as} = (0,9 - 1,09 \cdot \frac{2}{3} \cdot 0,9) \cdot Q_{toe}$$

$$W'_{as} = 0,246 \cdot Q_{toe}$$

In dit geval is het thermische rendement dus 24,6%, een verlies van 5,4%-punt ten opzichte van een aardgasgestookte gasturbine, een relatieve afname van 18%.

6.1.2 Berekening van het thermische rendement van een STEG gestookt op hoogovengas

De rendementsafname van de gasturbine door het stoken van hoogovengas heeft een daling van het rendement in de totale STEG tot gevolg. Bij de berekening is ervan uitgegaan dat circa 60% van het totale vermogen van de installatie geleverd wordt door de gasturbine [6.4, 6.5, 6.6].

Voor het maximale rendement dat behaald kan worden met een STEG is 50,1% genomen, de hoogste waarde die door ABB wordt opgegeven (tabel 6.2). De verhouding tussen het vermogen geleverd door de gasturbine versus het vermogen geleverd door de stoomturbine is in deze opstelling 1,9.

De rendementsbijdrage van elk apparaat kan op de volgende manier worden bepaald:

A: Gas-fired version (natural gas without sulphur), with dual-pressure steam turbine
 B: Oil-fired version (distillate fuel with max. 1% sulphur), with single-pressure steam turbine

Basic program:

Combined cycle plant	Gas turbine	For frequencies	Output of the gas turbine unit(s) MW	Output of the steam turbine unit MW	Combined Cycle Plant			
					Total output M.W.	Heat rate (ref. to LHV) kJ/kWh (Btu/kWh)	Efficiency (ref. to LHV) %	Net plant efficiency %
Model	Type	Hz						
KA 9-1	9	50/60	A: 32.4	21.5	53.9	8200 (7772)	43.9	43.3
			B: 31.9	19.4	51.3	8505 (8061)	42.3	41.7
KA 9-2	9	50/60	A: 64.7	44.2	108.9	8108 (7685)	44.4	43.8
			B: 63.7	40.7	104.4	8357 (7921)	43.1	42.4
KA 9-3	9	50/60	A: 97.1	68.0	165.1	8036 (7616)	44.8	44.2
			B: 95.6	61.9	157.5	8308 (7874)	43.3	42.7
KA 9-4	9	50/60	A: 129.5	91.5	221.0	8000 (7582)	45.0	44.4
			B: 127.5	83.3	210.8	8278 (7846)	43.5	42.8
KA 8-1	8	50/60	A: 44.8	24.8	69.6	7595 (7199)	47.4	46.7
			B: 44.1	22.3	66.4	7895 (7483)	45.6	44.9
KA 8-2	8	50/60	A: 89.6	50.7	140.3	7531 (7138)	47.8	47.1
			B: 88.2	45.6	133.8	7826 (7418)	46.0	45.3
KA 8-3	8	50/60	A: 134.4	76.9	211.3	7500 (7109)	48.0	47.3
			B: 132.3	69.6	201.9	7775 (7370)	46.3	45.6
KA 8-4	8	50/60	A: 179.2	103.0	282.2	7484 (7094)	48.1	47.4
			B: 176.4	94.2	270.6	7742 (7338)	46.5	45.8
KA 11 N-1	11	50/60	A: 77.8	43.0	120.8	7500 (7109)	48.0	47.3
			B: 76.7	39.2	115.9	7759 (7354)	46.4	45.7
KA 11 N-2	11	50/60	A: 155.6	88.3	243.9	7438 (7050)	48.4	47.7
			B: 153.4	79.7	233.1	7709 (7306)	46.7	46.0
KA 11 N-3	11	50/60	A: 233.4	133.5	366.9	7407 (7021)	48.6	47.9
			B: 230.1	120.0	350.1	7709 (7306)	46.7	46.0
KA 11 N-4	11	50/60	A: 311.2	179.0	490.2	7392 (7006)	48.7	48.0
			B: 306.8	159.1	465.9	7725 (7322)	46.6	45.9
KA 13-1	13	50	A: 86.0	47.9	133.9	7579 (7183)	47.5	46.8
			B: 84.7	43.3	128.0	7821 (7413)	46.0	45.4
KA 13-2	13	50	A: 172.0	97.6	269.6	7531 (7138)	47.8	47.1
			B: 169.4	88.8	258.2	7754 (7349)	46.4	45.7
KA 13-3	13	50	A: 258.0	148.0	406.0	7500 (7109)	48.0	47.3
			B: 254.1	131.2	385.3	7791 (7384)	46.2	45.5
KA 13-4	13	50	A: 344.0	197.8	541.8	7484 (7094)	48.1	47.4
			B: 338.8	173.7	512.5	7809 (7401)	46.1	45.4
KA 13E-1	13E	50	A: 141.1	74.3	215.4	7186 (6811)	50.1	49.4
			B: 137.3	67.7	205.0	7453 (7064)	48.3	47.6
KA 13E-2	13E	50	A: 282.2	152.5	434.7	7129 (6757)	50.5	49.8
			B: 274.6	137.9	412.5	7407 (7021)	48.6	47.9

The values are valid under the following standard conditions:

Barometric pressure: 101.3 kPa
 Ambient air temperature: 15.0 °C
 Air humidity: 60% (rel.)
 Condenser pressure: 4 kPa
 Plant operation: at 100% capacity (full-load conditions)

This basic program applies to plants with non-fired heat-recovery steam generators. All plants have only one steam turbine and a water-cooled condenser. The net plant efficiencies are estimated values at the high-voltage terminals of the power transformers. The power output of the steam turbine can be supported or increased by means of supplementary firing of the heat-recovery steam generators. Combined cycle plants with steam turbines for cogeneration of process steam and power are also available. Crude, heavy or residual oil fired gas turbines are possible. Air-cooled plants for arid sites on request.

For further information please request our comprehensive documentation, stating your specific interest.

Tabel 6.2: Gas- en stoomturbine combinaties van A.B.B.

Rendement van de aardgasgestookte eenheid:

$$\eta_{\text{totaal}} = \frac{W_{\text{totaal}}}{Q} \quad (6.2)$$

Rendement van de hoogovengasgestookte eenheid:

$$\eta_{\text{tot,hog}} = \frac{W_{\text{tot,hog}}}{Q} \quad (6.3)$$

De rendementsafname van de gasturbine bedraagt 18%. Dit betekent dat het nuttige vermogen geleverd door de gasturbine met hoogovengas 18% lager is dan bij aardgas bij eenzelfde toegevoerde hoeveelheid warmte Q .

Het totale nuttige vermogen van de centrale is:

$$W_{\text{totaal}} = W_{\text{gt}} + W_{\text{st}} \quad (6.4)$$

W_{st} arbeid geleverd door de stoomturbine
 W_{gt} arbeid geleverd door de gasturbine.

Voor hoogovengas geldt dan:

$$W_{\text{tot,hog}} = 0,82 \cdot W_{\text{gt}} + W_{\text{st}} \quad (6.5)$$

Bij de configuratie KA 13E-1 van ABB wordt 65% van het vermogen geleverd door de gasturbine:

$$W_{\text{tot,hog}} = 0,65 \cdot 0,82 \cdot W_{\text{totaal}} + 0,35 \cdot W_{\text{totaal}} \quad (6.6)$$

Dan wordt de met hoogovengas geleverde arbeid uit de warmte Q :

$$W_{\text{tot,hog}} = 0,882 \cdot W_{\text{totaal}} \quad (6.7)$$

en het totale rendement van de hoogovengas-STEG:

$$\eta_{\text{tot,hog}} = 0,882 \cdot \eta_{\text{totaal}} \quad (6.8)$$

Bij de configuratie van KA 13E-1 van ABB met een rendement van 50,1% wordt dit, gestookt met hoogovengas, 11,8% kleiner, namelijk 44,2%

Deze waarde wordt in het rapport gebruikt voor een hoogovengasgestookte STEG.

Deze berekening kan anders uitgevoerd worden [6.7]. De volgende vergelijking geldt:

$$\eta_{\text{totaal}} = \eta_{\text{gt}} + \eta_{\text{st}} \cdot (1 - \eta_{\text{gt}}) \quad (6.9)$$

Deze vergelijking komt in principe overeen met de hierboven afgeleide vergelijking (6.8). De gevonden waarden met deze vergelijking waren echter onrealistisch hoog, en is daarom niet gebruikt. De vergelijking (6.8) is gebaseerd op een bestaande installatie.

6.1.3 Berekening aan de rendementsafname door stoomaftap voor het CO₂-verwijderingsproces

De bovenstaande vergelijking (6.8) is ook bij de berekeningen van de stoomaftap gebruikt, alleen is dan de relatieve rendementsafname van de stoomturbine door de aftap hierin verwerkt.

Deze rendementsafname is bepaald met het rekenschema in het volgende gedeelte (6.2) van deze bijlage.

6.2 Berekening van de stoomcyclus [6.8]

6.2.1 Enthalpie

Het bepalen van de standaard verbrandingsenthalpie op de temperatuur 298 K gebeurt met:

$$\Delta H_{\text{r}} = \sum x_i \cdot \Delta H_{\text{r},i}$$

Tabel 6.3: *Brandbare componenten van het ingaande gas (bijlage 1)*

i	$\Delta H_{\text{r}}(\text{J/mol})$
CO	-393509
H ₂	-241818
CH ₄	-802625

Het afgas verlaat de schoorsteen met 120°C:

$$T_1 = 298 \text{ K}$$

$$T_2 = 393 \text{ K}$$

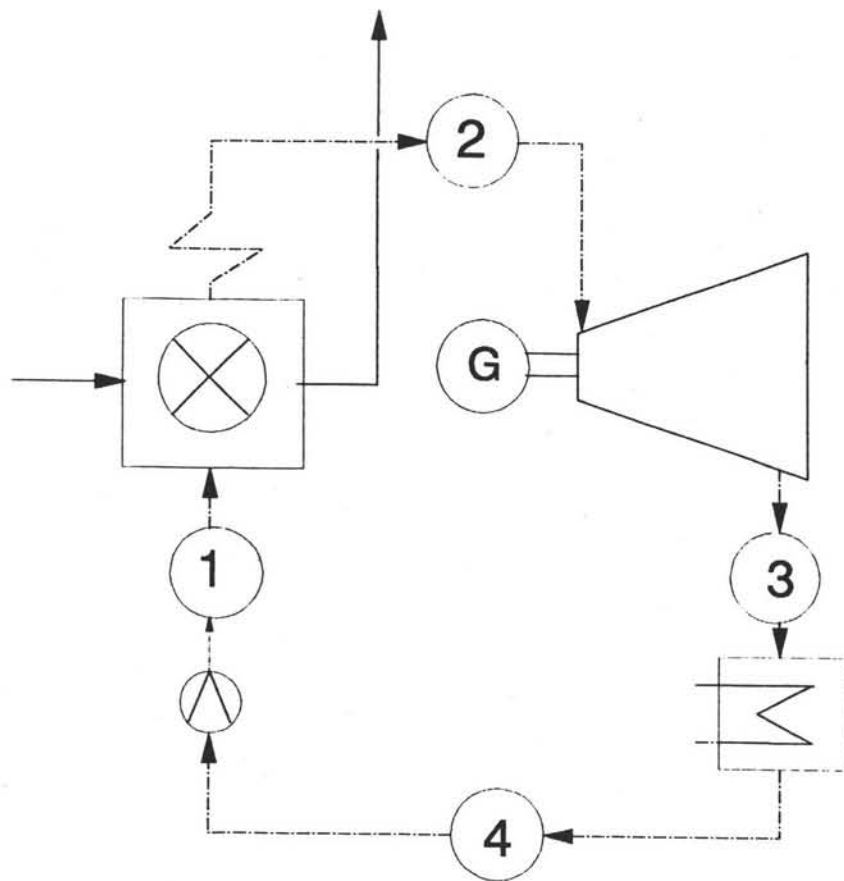
De warmte die ontsnapt is dan:

$$\Delta H = C_{\text{p,mh}} \cdot (T_2 - T_1)$$

De warmte capaciteit wordt berekend met:

$$C_{\text{p,mh}} = R \cdot (A + B \cdot T_{\text{am}} + D / (T_1 \cdot T_2))$$

Met de constanten A, B en D uit tabel 6.4.



Figuur 6.2: Principe van een stoomcyclus.

Tabel 6.4: Constanten voor de C_p bepaling en de berekende C_p voor het temperatuurtraject 298 - 393 K

i	A	B.10 ³	D.10 ⁵	$C_{p,mh}$ (kJ/kmolK)
CO ₂	5,457	1,045	-1,157	40,15763
N ₂	3,280	0,593	0,040	29,25727
O ₂	3,639	0,506	-0,227	30,09664
H ₂ O	3,470	1,450	0,121	33,87367

De molstromen van het gas zijn te vinden in de bijlage 1.

De totaal geproduceerde verbrandingswarmte:

$$\Delta \dot{H}_{ft} = \dot{m}_{gas} \Delta H_{ft} \quad (6.10)$$

Warmte die ontsnapt met de afgassen:

$$\Delta \dot{H} = \dot{m}_{afgas} \Delta H \quad (6.11)$$

Dan is de beschikbare warmte om stoom te maken:

$$\dot{Q} = \Delta \dot{H}_f + \Delta \dot{H} \quad (6.12)$$

In de stoomcyclus van de centrale (figuur 6.2) komen water en stoom van 45° C, en oververhitte stoom van 540° C voor. (tabel 6.5)

Tabel 6.5: Water en stoom in de stoomcyclus

Toestand	T (°C)	P (kPa)	H (kJ/kg)	S (kJ/kgK)	V (cm ³ /kg)
water	45	10	191.8	0.6493	1010
stoom	45	10	2584.8	8.1511	
stoom	540	18000	3387.8	6.3722	

Om de cyclus compleet te berekenen (figuur 6.2) moeten de volgende variabelen bepaald worden:

- Pompvermogen: $W_{s,pomp}$
(punt 4 naar punt 1)

$$W_s(\text{isentropisch}) = -(\Delta H)_s = -V \cdot dP \quad (\text{kJ/kg}) \quad (6.13)$$

Het pomp rendement is hier $\eta_p = 0,75$ genomen:

$$\Delta H = \frac{(\Delta H)_s}{\eta} \quad (6.14)$$

De entropieverandering wordt gegeven door:

$$\Delta S = C_p \ln \frac{T_4 + \Delta T}{T_4} - \beta \cdot V \cdot \Delta P \quad (6.15)$$

met $\Delta T = 1 \text{ }^\circ\text{C}$.

- Isentropische expansie (punt 2 naar punt 3)

Bij een isentrope expansie geldt: $S_3' = S_2$. Dit punt ligt in het coexistentiegebied en dan geldt:

$$S = S^l + x^v (S^v - S^l) \quad (6.16)$$

Hieruit kan de vloeistoffractie x^v bepaald worden.

$$H = H^l + x^v (H^v - H^l) \quad (6.17)$$

Waaruit de voorlopige H_3' volgt.

De enthalpieafname door de expansie is:

$$(\Delta H)_s = H_3' - H_2$$

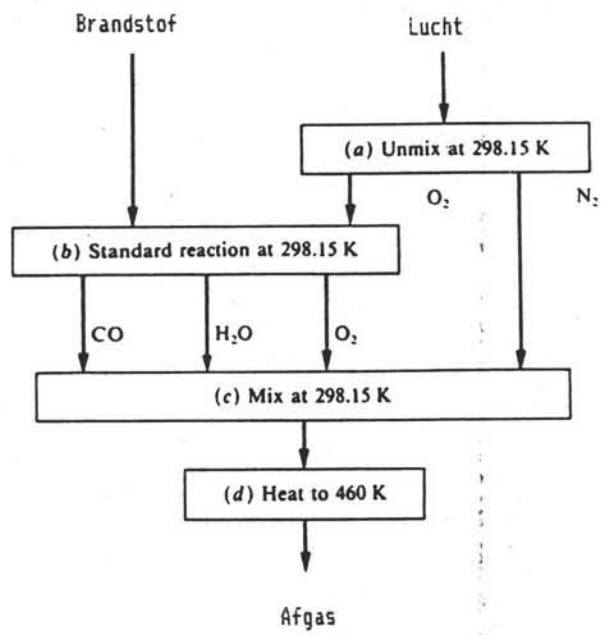
Rekening houdend met het turbinerendement wordt de werkelijke afname:

$$\Delta H = \eta \cdot (\Delta H)_s$$

De werkelijke H_3 wordt dan:

$$H_3 = H_2 + \Delta H$$

Met formule (6.16) kan de vloeistoffractie bepaald worden waarmee met formule (6.17) de nieuwe entropie in punt 3 bepaald kan worden. De waarden van de cyclus zijn gegeven in tabel 6.6.



Figuur 6.3: Schema entropie / enthalpie-berekening [6.8].

Tabel 6.6: Enthalpie en entropie van het stoomcyclus

punt	toestand	T (°C)	P (kPa)	H (kJ/kg)	S (kJ/kgK)
1	onder. water	45	18000	216.0	0.6624
2	over. stoom	540	18000	3387.8	6.3722
3	natte stoom	45	10	2222.9	7.0166
4	verz. water	45	10	191.8	0.6493

De stoomhoeveelheid volgt uit:

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot (H_2 - H_1) \quad (6.18)$$

6.2.2 Entropieberekening van de verbrandingsgassen

Zie hiervoor figuur 6.3.

In stap (a) en stap (c) wordt respectievelijk de lucht ontmengd en de afgassen gemengd. Hiervoor geldt (negatief voor het mengen):

$$\Delta S = R \sum y_i \ln y_i \quad (6.19)$$

De standaard verbrandingsentropie moet met de Gibbs-energie en de enthalpie bepaald worden (stap (b)):

$$\Delta G_f^0 = \Delta H_f^0 - T \Delta S_f^0 \quad (6.20)$$

De afgassen, ontstaan uit de verbranding, ontsnappen op een temperatuur van 120°C (stap (d)):

Uit tabel 6.4 zijn de constanten te halen voor:

$$C_{p,ms} = A + B T_{lm} + T_{lm} T_{am} \left(C + \frac{D}{(T_1 T_2)^2} \right) \quad (6.21)$$

De som van deze entropiën vermenigvuldigd met de respectievelijke gashoeveelheden geeft de totale entropieverandering ΔS .

De ideale arbeid kan nu bepaald worden:

Voor elk onderdeel van de stoomcyclus wordt de entropieverhoging en de verloren arbeid

Optie 1	CONVENTIONEEL		STEG	
	Zonder CO ₂ -verwijdering	Met CO ₂ -verwijdering	Zonder CO ₂ -verwijdering	Met CO ₂ -verwijdering
Energie-inhoud brandstofstroom gebaseerd op de stookwaarde (MW)	950	950	1100	1100
Gevraagde thermische vermogen (MW _{th})	0	440	0	455
Vermogenverlies door stoomaf-tap (MW _e)	0	86	0	58
Netto vermogen (MW _e)	385	300	485	428
Overall rendement (LHV, %)	40,5	31,5	44,2	38,9

Tabel 6.7: Vermogen en rendement optie 1.

$$\dot{W}_{ideal} = T_0 \Delta \dot{S} - \Delta \dot{H} \quad (6.22)$$

bepaald met de volgende vergelijkingen:

$$\dot{S}_{total} = \dot{m} \Delta S - \frac{\dot{Q}}{T_0} \geq 0 \quad (6.23)$$

$$\dot{W}_{lost} = T_0 \dot{S}_{total} \quad (6.24)$$

Dit toegepast op elk apparaat geeft:

Boiler

$$\dot{S}_{total} = \dot{m} (S_2 - S_1)_{stoom} + \Delta \dot{S}_{afgas} \quad (6.25)$$

Turbine

$$\dot{S}_{total} = \dot{m}_{stoom} (S_3 - S_2) \quad (6.26)$$

Condensor

$$\dot{Q} = \dot{m}_{stoom} (H_4 - H_3) \quad (6.27)$$

$$\dot{S}_{total} = \dot{m}_{stoom} (S_4 - S_3) - \frac{\dot{Q}}{T_0} \quad (6.28)$$

Pomp

$$\dot{S}_{total} = \dot{m}_{stoom} (S_1 - S_4) \quad (6.29)$$

Het nuttige (as-)vermogen is dan:

$$\dot{W}_s = \dot{W}_{ideal} - \sum \dot{W}_{lost} \quad (6.30)$$

Het thermische rendement wordt gedefinieerd als

$$\eta_{th} = \frac{W_s}{Q_{LHV}} \quad (6.31)$$

Q_{LHV} is de energieinhoud van de inkomende verbrandingsgassen, gebaseerd op de onderste stookwaarde van het gas (lower heating value).

Optie 2	CONVENTIONEEL		STEG	
	Zonder CO ₂ -verwijdering	Met CO ₂ -verwijdering	Zonder CO ₂ -verwijdering	Met CO ₂ -verwijdering
Energie-inhoud brandstofstroom gebaseerd op de stookwaarde (MW)	755	755	880	880
Gevraagde thermische vermogen (MW _{th})	0	745	0	650
Vermogenverlies door stoomaf-tap (MW _e)	0	110	0	95
Netto vermogen (MW _e)	330	220	390	295
Overall rendement (LHV, %)	43,8	29,5	44,2	33,4

Tabel 6.8: Vermogen en rendement optie 2.

Optie 3	STEG	
	Zonder CO ₂ -verwijdering	Met CO ₂ -verwijdering
Energie-inhoud brandstofstroom gebaseerd op de stookwaarde (MW)	990	990
Gevraagde thermische vermogen (MW _{th})	0	540
Vermogenverlies door stoomaf-tap (MW _e)	0	65
Netto vermogen (MW _e)	440	375
Overall rendement (LHV, %)	44,2	37,9

Tabel 6.9: Vermogen en rendement optie 3.

Deze berekening is ook geldig voor de stoomcyclus in de STEG-centrale. Er hoeft dan geen rekening gehouden te worden met de verbrandingsreacties. De gasturbine wordt in dit geval doorstroomd door de gehele brandstofstroom en zal hiervan een deel omzetten in arbeid met een rendement η_{gt} . De resterende warmte wordt met de uitlaatgassen in het stoomgedeelte gebruikt met een rendement η_{stoom} .

Het overall rendement van de STEG wordt bepaald volgens de methode in het vorige gedeelte (Bijlage 6.1).

Voor de integratie van de CO₂-verwijderingsinstallatie in de centrale zijn de berekeningen ook met het bovenstaande schema uitgevoerd. Voor de warmtebehoefes van de verschillende processen is de hoeveelheid stoom bepaald die afgetapt moet worden. Deze fractie van het stoom wordt onttrokken aan de expansieturbine en zal dus een rendementsvermindering opleveren.

Dit rekenschema is opgezet in een programma met Lotus, en de resultaten van de berekening zijn te vinden in de tabellen 6.7, 6.8 en 6.9.

Literatuur

- [6.1] Ploumen P.J., "Mogelijkheden tot rendementsverbetering van de elektriciteitsproductie" *Energiespectrum*, p.229, oktober 1988.
- [6.2] Dietzel F., "Turbinen, pumpen und verdichter", Vogelverlag.
- [6.3] "Gas turbines, large industrial units", *Modern power systems*, Mei 1989 p.53.
- [6.4] Schoedel J., Mertens K., "Kraftwerke mit Vorschaltgasturbinen und Kohlevergasung", *VGB Kraftwerkstechnik 70* (1990), band 3.
- [6.5] Bisanz M., "The way to optimum", *Energy developments* december 1985.
- [6.6] Joyce J.S., "The development of integrated coal gasification combined-cycle power plants", Siemens AG power generation group.
- [6.7] Weisman J., Eckart L.E., "Modern power plant engineering", Prentice Hall, 1985.
- [6.8] Smith J.M., Van Ness H.C., Introduction to chemical engineering thermodynamics, Mc Graw-Hill.