

11

Economische berekening van de methanolfabriek

G - groep

April 1986

Economische berekening
van de methanolfabriek

G-groep april 1986

Technische Hogeschool Delft
Afdeling der Werktuigbouwkunde
Laboratorium Apparatenbouw Procesindustrie

STUDENTEN

- ✓ Michiel Bosse
- ✓ Peter Donck
- ✓ Frido Drost
- Loek van Everdingen
- Wouter van Gerwen
- ✓ Sabine Gillet
- ✓ Marlies van Haelst
- Ronald Koster
- Wilco van der Lans
- Mees Lodder
- Harry Spuyman
- ✓ Hans van der Steen
- Rob Uitermarkt
- ✓ Doke Vemer
- ✓ Cor Verlaan
- ✓ Elbert Westerhout
- Marcel Wijs
- Eric van der Zijden

BEGELEIDERS

Prof.dr.ir. J. de Graauw
Prof. ir. A.G. Montfoort
Drs. F.A. Meijer

INHOUDSOPGAVE

| | |
|---|----|
| I. INLEIDING | 1 |
| II. INVESTERINGSBEREKENING MET DE SNELLE METHODE VAN HOLMES; VERKOOPPRIJSBEPALING | 2 |
| 1. Inleiding | 2 |
| 2.1 Investering van de ICI-fabriek | 2 |
| 2.2 Verkoopprijs methanol uit het ICI-proces | 6 |
| 2.3 Conclusie voor het ICI-proces | 9 |
| 3. Investering voor het Lurgi-proces | 10 |
| 3.1 Inleiding | 10 |
| 3.2 Specificatie van diverse kostenposten | 10 |
| 3.3 Gevoeligheidsanalyse | 12 |
| 3.4 Conclusies | 20 |
| III. ECONOMISCHE BEREKENING OP BASIS VAN DE METHODE VAN TAYLOR | 21 |
| 1. Berekening van de investeringskosten | 21 |
| 1.1 Procesomschrijving | 21 |
| 1.2 Scoring en berekening van de kostenindex | 21 |
| 1.3 Kale investering | 22 |
| 1.4 Toeslagen | 22 |
| 1.5 Nauwkeurigheid | 23 |
| 2. Economische criteria | 23 |
| 2.1 Kosten | 24 |
| 2.1.1 Grondstoffen | 24 |
| 2.1.2 Personeelskosten | 24 |
| 2.1.3 Onderhoud | 24 |
| 2.1.4 Overheads | 25 |
| 2.1.5 Belasting | 25 |
| 2.1.6 Afschrijving | 25 |
| 2.2 Bepaling van de methanolprijs | 25 |
| 3. Gevoeligheidsanalyse | 27 |
| IV. METHODEN VAN LANG EN GUTHRIE | 40 |
| 1. Inleiding | 40 |
| 2. De methode van Lang | 40 |
| 3. De methode van Guthrie | 41 |
| 4. Investeringskosten voor de ICI-fabriek | 42 |

| | |
|--|----|
| 4.1 De methode van Lang | 42 |
| 4.2 Methode van Guthrie | 45 |
| 5. Investerings voor de Lurgi -fabriek | 46 |
| 5.1 De methode van Lang | 46 |
| 5.2 De methode van Guthrie | 46 |
| V. SYNTHESGAS SAMENSTELLING EN ENERGIEVERBRUIK | 51 |
| 1. Inleiding | 51 |
| 2. Model en theorie | 51 |
| 3. Conclusies | 52 |
| VI. CONCLUSIES | 55 |
| Literatuur | 57 |

I. INLEIDING

Voor de G-groep van februari 1986 is een ontwerpdracht van Methanol Chemie Nederland (MCN) ontvangen. In het kader van deze opdracht zijn twee verschillende fabrieken ontworpen. Aansluitend op het ontwerp is een economische analyse uitgevoerd. Binnen deze analyse zijn verschillende financiële berekeningen uitgevoerd, volgens de methoden van Holmes, Taylor, Guthrie en Lang. Tenslotte is gekeken naar de verandering van het energieverbruik bij verschillende synthesegas samenstellingen.

In dit verslag worden in de bovengenoemde volgorde de berekeningen weergegeven en besproken.

II. INVESTERINGSBEREKENING MET DE SNELLE METHODE VAN HOLMES;
VERKOOPPRIJSBEPALING.

1. Inleiding

Al in een vroeg stadium van het ontwerp van een fabriek is met de methode van Holmes een schatting te maken van de investeringskosten. Voor deze methode wordt de fabriek opgesplitst in een aantal functionele eenheden, dit zijn de grote apparaten in de fabriek, waarin belangrijke fysische of chemische processen plaats vinden. Hiertoe behoren onder meer reactoren, compressoren en destillatiekolommen, maar niet pompen of warmte-wisselaars. Met een aantal karakteristieke grootheden van deze apparaten kan de prijs bepaald worden uit een aantal grafieken, die door Holmes gegeven zijn.

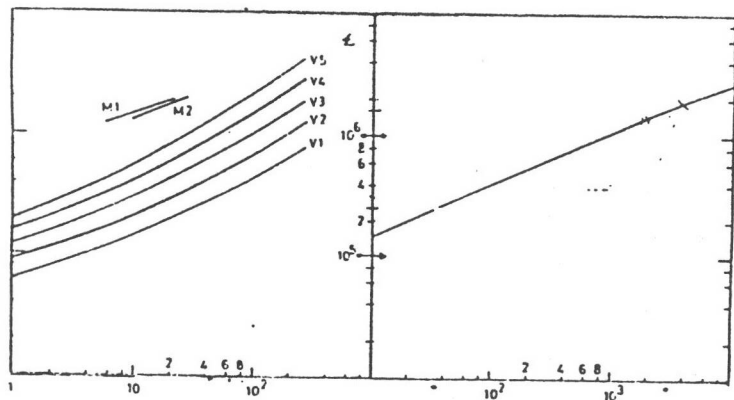
Als de investeringskosten bekend zijn, wordt de verkoopprijs en de ROI bepaald en de gevoeligheid hiervan op een aantal parameters.

2.1. Investing van de ICI-fabriek

De ICI fabriek bevat de functionele eenheden zoals vermeld in tabel 1. Hierin staan ook de karakteristieke parameters die nodig zijn om de prijs uit de figuren 1 t/m 9 te bepalen. (overgenomen uit het artikel van Holmes (lit.1)) De som van de apparaatprijzen zijn de indirecte kosten, die gebruikt worden om de indirecte kosten uit figuur 8 te bepalen.

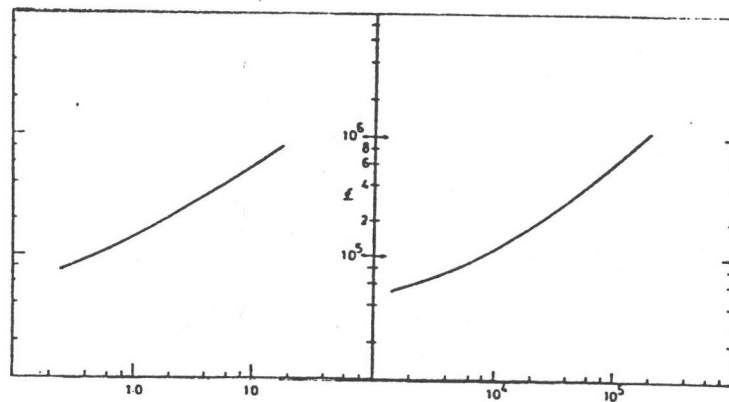
Op de som van de directe en indirecte kosten wordt een toeslag van 60% gelegd voor de off-site kosten:

| | |
|--------------------|-------------------------|
| Direkte BLP | £42,16 .10 ⁶ |
| Indirekte BLP 56% | £23,71 .10 ⁶ |
| | <hr/> |
| | £65,87 .10 ⁶ |
| Offsite kosten 60% | £39,52 .10 ⁶ |
| | <hr/> |
| Totaal | £105,4 .10 ⁶ |



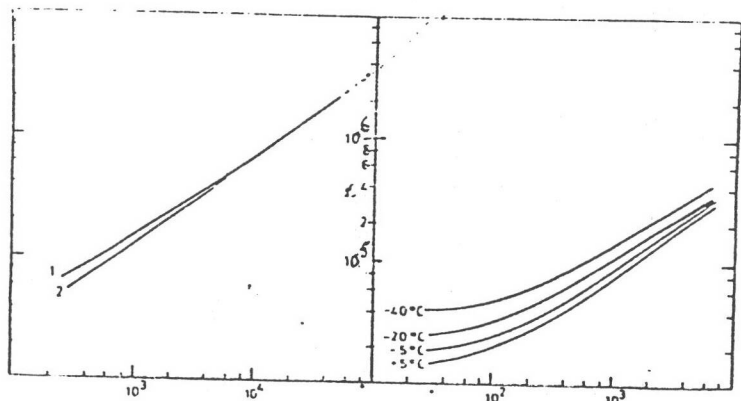
Volume m^3
FIG 1 REACTION

Total vapour rate $kmol/h$
FIG 2 DISTILLATION



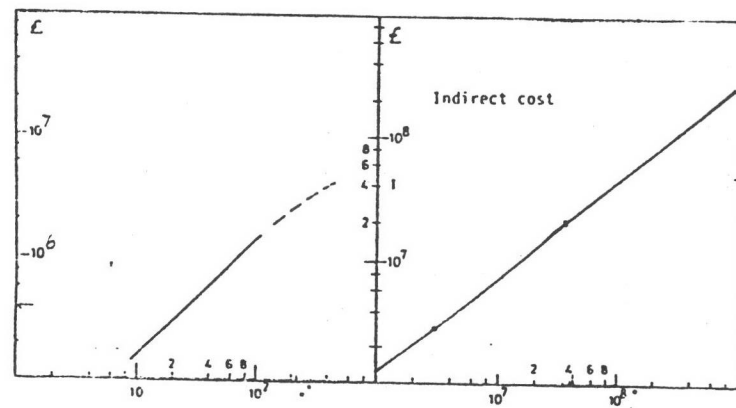
Area m^2
FIG 5 EVAPORATION

Total liquid kg/h
FIG 6 LIQUID/LIQUID EXTRACTION



Heat absorbed kW
FIG 3 FURNACES

Heat removed kW
FIG 4 REFRIGERATION



F
FIG 7 COMPRESSION

Direct cost $£$
FIG 8 INDIRECT COSTS

Figure 1 Reaction

Correlations for carbon or low alloy steels using superficial reactor volume.
Multitubular reactors: M1 for tube lengths < 4 m
M2 for tube lengths ≥ 4 m
For stainless steel, add 100 per cent.

Void reactors:

V1 Simple reactor at atmospheric pressure
V2 Complex reactor system, up to 5 bar (ga) and vacuum
V3 Complex reactor system, at 20 bar (ga)
V4 Complex reactor system, at 45 bar (ga)
V5 Complex reactor system, at 70 bar (ga)
For stainless steel, add 80 per cent.

Figure 2 Distillation

Correlation for carbon steel columns at atmospheric pressure using total overhead vapour rate.

Correction factors:

| | |
|-----------------------------|--------------|
| Absorbers | -20 per cent |
| low alloy | +10 per cent |
| Stainless steel | +35 per cent |
| Hastellory or titanium | +65 per cent |
| Pressure < 0.2 bar (ga) | +20 per cent |
| Pressure 0.2 - 0.8 bar (ga) | +10 per cent |
| Pressure at 15 bar (ga) | +10 per cent |
| Pressure at 35 bar (ga) | +20 per cent |

Figure 3 Furnaces

Correlations for carbon steel tubes using heat absorbed by the process stream.
Curve 1 for 'A' frame furnaces.
Curve 2 for vertical furnaces.
For stainless steel, add 60 per cent.

Figure 4 Refrigeration

Correlations are for heat removed at the nominated evaporation temperature.

Figure 5 Evaporation

Correlation is for luwa type thin film evaporators in stainless steel operating between 1 torr and 1 bar (ga).

Figure 6 Liquid/Liquid Extraction

Correlation is for carbon steel using total liquid flow rate.
For stainless steel, add 45 per cent.

Figure 7 Compression

Cost is for any steel and includes driver.
See Table 1 for evaluation of parameter F.

Figure 8 Indirect Costs

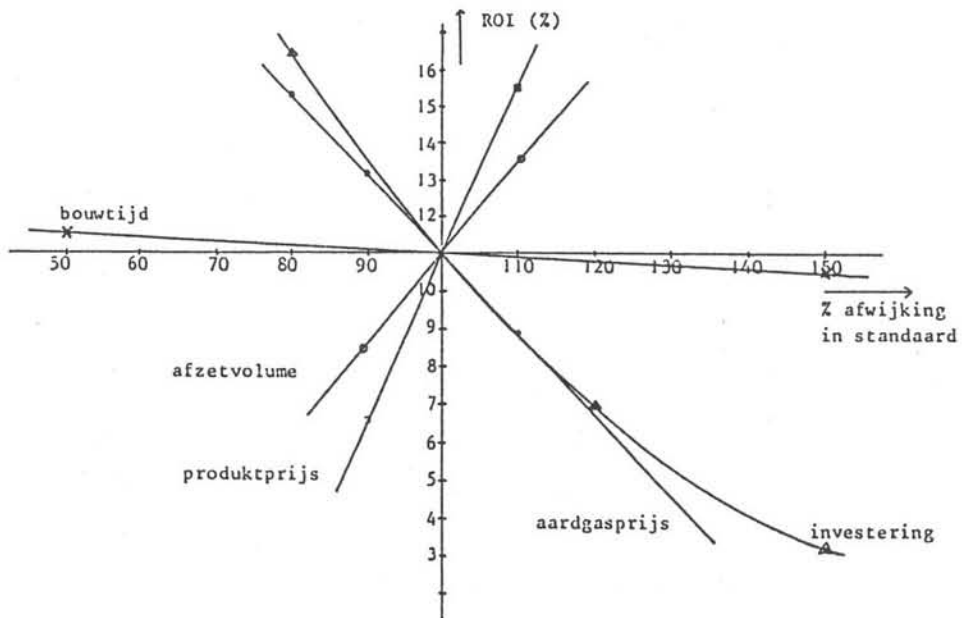
Indirect costs are defined in text of paper.

General

All costs are for an index date of 2nd quarter 1981.

Tabel 1. Kostenschatting van het ICI-proces.

| Unit | omvang | parameter | kosten (M€) |
|------------------|--------------------------|---------------|--------------|
| fornuis | 144 MW | stainless | 10,72 |
| reformer 2 | 186 m ³ | stainless | 3,60 |
| synthese-reaktor | 156 m ³ | - | 2,90 |
| destillatie 1 | 33 kmol/hr | low alloy | 0,28 |
| destillatie 2 | 3000 kmol/hr | low alloy | 1,87 |
| compressor 1 | 14,5 km ³ /hr | 32,2→75,5 bar | 3,20 |
| compressor 2 | 19,4 km ³ /hr | 69,5→75,0 bar | 2,90 |
| turbine 1a | 4,14 km ³ /hr | 88,0→33,0 bar | 1,80 |
| 1b | 0,62 km ³ /hr | 33,0→5,5 bar | 0,56 |
| 1c | 8,52 km ³ /hr | 33,0→1,0 bar | 4,00 |
| turbine 2a | 2,56 km ³ /hr | 88,0→33,0 bar | 0,18 |
| 2b | 0,39 km ³ /hr | 33,0→5,5 bar | 0,42 |
| 2c | 5,28 km ³ /hr | 33,0→1,0 bar | 3,20 |
| turbine 3/4 | 1,27 km ³ /hr | 33,0→5,5 bar | 0,93 |
| expander 1 | 7,00 km ³ /hr | 87,0→36,5 bar | 2,40 |
| expander 2 | 5,35 km ³ /hr | 67,5→8,0 bar | 3,20 |
| totaal | | | 42,16 |



Figuur 10. Gevoeligheid van de ROI op variaties in parameters.

Hiermee is de prijs bepaald in engelse ponden van 1981, die omgezet worden in guldens van die tijd tegen een wisselkoers van f 4,85. Met een prijsindex van 1,175 tot aan begin 1986 wordt het totale investeringsbedrag 600 miljoen gulden. Bovendien op dit bedrag komt nog de geschatte totaal prijs van de zuurstoffabriek van f 40 miljoen, zodat een volledige methanol fabriek met het ICI-proces een prijskaartje heeft van 640 miljoen gulden:

1981: £1 = f4,85
1981 naar 1985: index 1,175 voor de gulden.

| | |
|--------------------|-----------------------|
| Totaal (1985) | f600 .10 ⁶ |
| Zuurstoffabriek | f 40 .10 ⁶ |
| Totale investering | f640 .10 ⁶ |

2.2.Verkoopprijs methanol uit het ICI-proces.

Er wordt eerst een standaardverkoopprijs berekend, gebaseerd op een gewenste ROI van 11%, uitgaande van de volgende aannames:

- 6 man personeel, 5 ploegendienst, f80.000 /manjaar
- onderhoud is 4%/jr van de investeringskosten.
- overhead is personeelskosten + onderhoud
- werkkapitaal is 7,5% van de investering
- maximale productie is 700.000 t/jr, normale productie is 90%
- katalysator wordt bij maximale productie in 3½ jaar afgeschreven. Kosten zijn variabel.
- aardgasprijs is f12,= /GJ. Verbruik 31,3 GJ/ton methanol
- overtollige energie is tegen inkoopsprijs te verkopen.
- afschrijving in 10 jaar, bouwtijd 2 jaar.
- ^{Van het} inkomstenbelasting 43%
- De rentekosten van de investering gedurende de bouw-
tijd worden afgetrokken van het nettoinkomen. Deze wor-
den gelijkgesteld aan de ROI (19,3% voor, 11% na belasting).

Deze berekening verloopt als volgt:

Basisgegevens (prijzen in Mf)

| | |
|--------------------------------|--------------------|
| Totale Investering I_f | 640 |
| Aardgasprijs..... | f12,= /GJ |
| Afzet..... | 90% |
| Verkoopprijs..... | 100% van standaard |
| Bouwtijd..... | 2 jaar |

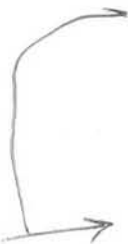
$$I_w = 6/80 \times I_f \quad f \ 48$$

Investering $f \ 688$

Baten $f \ 530,13$

Kosten

| | |
|-----------------|-----------------|
| -personeel | $f \ 2,4$ |
| -onderhoud | $f \ 24,0$ |
| -overhead | $f \ 26,4$ |
| -grondstof | $f \ 236,63$ |
| -kat/j | $f \ 2,08 \ +$ |
| subtotaal | $291,51$ |
| -verk kosten 8% | $f \ 23,32 \ +$ |
| totaal | |



$f \ 314,83$ -

Baten min Kosten

$f \ 215,30$

Afschrijving 10% van I_f

$f \ 64,0$ -

Netto belastbaar inkomen

$f \ 151,30$

Rente gedurende bouwtijd 19,3% I_f

$f \ 18,53$ -

$f \ 132,77$

Inkomstenbelasting 43%

$f \ 57,09$ -

Netto inkomen

$f \ 75,68$

ROI

11%

Verkoopprijs

$f \ 841,= / \text{ton}$

Tabel 2. Verkooprijberekening bij 15% offsite-kosten.

| <u>Basisgegevens</u> | | (prijzen in Mf) | |
|--------------------------|---------------|-----------------|---------------------|
| Totale Investering I_f | | f471,7 | |
| Aardgasprijs | | f12,=/GJ | |
| Afzet | | 90% | |
| Verkooprij | | 100% | |
| Bouwtijd | | 2 jaar | |
| $I_w = 6/80 \times I_f$ | | f 35,38 | |
| Investering | | f 507,08 | |
| Baten | | | f462,44 |
| Kosten | | | |
| -personeel | f 2,4 | | |
| -onderhoud | f 18,87 | | |
| -overhead | f 21,27 | | |
| -grondstof | f 236,63 | | |
| -kat/j | <u>f 2,08</u> | + | |
| subtotaal | f281,25 | | |
| -verk kosten 8% | f 22,50 | | |
| totaal | | | <u>f303,75</u> - |
| Baten min Kosten | | | f158,69 |
| Afschrijving 10% van I | | | <u>f 47,17</u> - |
| Netto belastbaar inkomen | | | f111,52 |
| Rente gedurende bouwtijd | | | <u>f 13,66</u> - |
| | | | f 97,86 |
| Inkomstenbelasting 43% | | | <u>f 42,08</u> - |
| Netto inkomen | | | f 55,78 |
| ROI | | | 11% |
| Verkooprij | | | f743,=/ton methanol |

Met de aldus berekende verkoopprijs van f841/ton methanol wordt een gevoeligheidsanalyse uitgevoerd. Steeds wordt één parameter gevarieerd ten opzichte van de standaardsituatie.

De resultaten van de analyse staan weergegeven in figuur 10. Tenslotte is de verkoopprijs voor de standaardsituatie nogmaals berekend voor het geval dat de offsite-kosten geen 60%, maar 15% bedragen. Voor het huidige ontwerp lijkt dat namelijk reëler. (Tabel 2.)

2.3. Conclusie voor het ICI-proces.

De investeringsberekening met de methode van Holmes lijkt een resultaat te geven dat aan de hoge kant is. Voor het huidige ontwerp lijken 60% offsite-kosten echter ook aan de hoge kant. De berekening met 15% offsite-kosten geeft een totale investering te zien van circa $f472 \cdot 10^6$. Dit lijkt een betere schatting dan de eerder gevonden $f640 \cdot 10^6$.

De berekende verkoopprijs van f841/ton methanol is veel te hoog. De huidige marktprijs (april 1986) bedraagt circa f335/ton. De grondstofkosten (aardgas en katalysator) per ton zijn hoger dan deze prijs!

De gevoeligheidsanalyse laat het verwachte beeld zien. Er is een grote gevoeligheid voor variaties in de produktprijs, het afzetvolume en de aardgasprijs. De invloed van de bouwtijd is gering, daartegenover staat de forse invloed van de investering. Deze is zo groot vanwege de hoogte van het investeringsbedrag!

3. Investerings voor het Lurgi proces

3.1. Inleiding

In de inleiding is al aangegeven hoe de methode van Holmes toegepast moet worden, de resultaten zijn weergegeven in tabel II.3.1. Ze zijn gevonden met behulp van figuur 1 tot en met 9.

We hebben zo de totale BLP kosten gevonden. Holmes kiest in zijn artikel voor de offsite kosten 60% van de totale BLP kosten. Dit is een vrij arbitrair getal maar blijkt aan de hoge kant. Wij kiezen voor de offsite kosten een opslagpercentage van 15% van de BLP kosten. Hiermee vinden we de fixed investment (I_f).

De totale investering die gedaan moet worden bestaat uit I_f plus een werkkapitaal I_w , voor voorraden enz. Dit werkkapitaal bedraagt 7,5% van I_f .

3.2. Specificatie van diverse kostenposten

Voor personeel wordt gerekend dat er 6 operators in 5 ploegen werken en dat zij f80.000,= per man per jaar kosten.

Onderhoudskosten worden ingeschat op 4% van I_f , ofwel de totale BLP kosten. Overheadkosten worden gesteld op de som van de personeels- en de onderhoudskosten.

Grondstofkosten worden uitgemaakt door het aardgas en de CO_2 . Het aardgas is Noors aardgas voor het proces en Gronings aardgas om het fornuis te stoken. Er is van dezelfde prijs van f12,=/GJ uitgegaan.

$$\text{Noors aardgas} \quad : 64994 \text{ kg/hr} \times 38,87 \cdot 10^6 \text{ J/hr} = 2526,32 \text{ GJ/hr}$$

$$\text{Gronings aardgas} \quad : 42777 \text{ kg/hr} \times 37,99 \cdot 10^6 \text{ J/hr} = 1625,10 \text{ GJ/hr}$$
$$\underline{\hspace{10em}} + \text{GJ/hr}$$
$$4151,42 \text{ GJ/hr}$$

De CO_2 behoefte voor het proces kan niet helemaal door de absorptie geleverd worden, er zal CO_2 aangekocht moeten worden, de prijs is geschat op f0,40/kg

Tabel II.3.1.

| Funktionele eenheid | Kenmerkende parameter | Aanvullende parameter | Kostprijs Mfl. |
|---------------------|--|---|----------------|
| Fornuis F | geabsorbeerde warmte 277570 kw. | vorm van de constructie - materiaal R.V.S | 72,91 |
| Reactor R | superficieel volume 159,83 m ³ | materiaal R.V.S lengte pijpen meer dan 4m. | 45,57 |
| Destillatie | totale stroom over top | materiaal druk(bar) | |
| SK 1 | 37368 kmol/h | R.V.S 75 | 35,32 |
| SK 2 | 4068 kmol/h | R.V.S 1,5 | 15,72 |
| SK 3 | 33 kmol/h | - 1 | 1,37 |
| SK 4 | 3000 kmol/h | - 3 | 9,40 |
| Compressoren | $F = Q^{0.65} (P_2^2 / P_1)^{0.4}$ | Q P1 P2 F | |
| C 1 | | 8,44 15 76,5 43,51 | 3,99 |
| C 2 | | 24,94 69 75 47,04 | 4,10 |
| C 3 | | 45,13 1,5 18 102,14 | 7,98 |
| TB 1 | | 11,39 95 18,5 57,82 | 4,84 |
| TB 2 | | 0,97 18,5 0,7 11,67 | 1,03 |
| TB 3 | | 2,39 69 2 39,5 | 3,42 |
| | Direct Battery Limits Plant Cost | | 205,65 |
| | Indirect Battery Limits Plant Cost | | 113,93 |
| | Offsites (15% of total B.L.P. cost) | | 47,94 |
| | Total Fixed Investment | | 367,42 |

Er wordt ook katalysator toegepast in de reformer en de reactor:

$$\text{reformer} : 84,69 \text{ m}^3 \times f25.000, = /_m 3 = 2,12 \text{ Mf}$$

$$\text{reactor} : 159,78 \text{ m}^3 \times f32.500, = /_m 3 = 5,19 \text{ Mf}_+$$
$$\underline{\hspace{10em}} \\ 7,31 \text{ Mf}$$

De katalysator wordt in 10 jaar opgebruikt.

Het totaal van alle boven vermeldde kosten wordt als opslagbasis voor de verkoopkosten gebruikt. Het opslagpercentage wordt op 8% gesteld.

Het verschil van de opbrengst van de verkoop gewaardeerd tegen de basisverkoopprijs en de totale kosten is het resultaat. Hiervan moeten nog de volgende zaken bekostigd worden.

Afschrijving. De investering ($I_f + I_w$) wordt lineair in 10 jaar afgeschreven. Er wordt van uitgegaan dat dit geld gewoon beschikbaar is zodat geen rente hoeft te worden betaald.

Gedurende de bouwtijd worden renteinkomsten gedorven over het geïnvesteerde bedrag. Die worden als kosten opgevoerd, er moet nog belasting van worden betaald zodat we met een rentepercentage van $11/0,57 = 19,3$ rekenen. Deze kosten worden ook over 10 jaar uitgespreid.

Inkomsten belasting moet betaald worden over het nettoinkomen en bedraagt 43%. Wat dan over blijft is de winst.

We kunnen nu de Return On Investment (ROI) bepalen. We nemen daar het halve geïnvesteerde vermogen als basis voor. Dit omdat we gedurende 10 jaar eigenlijk maar gemiddeld het halve vermogen tot onze beschikking hebben. De daling in de verkoopprijs van $f5, =$ per 2 jaar brengen we in rekening door de basisverkoopprijs die we gevonden hebben, en die eigenlijk een gemiddelde verkoopprijs is, te verhogen met $f\frac{5}{2} \times \frac{10}{2} = f12,50$ voor het 1^e jaar.

3.3. Gevoeligheidsanalyse

Met de basisverkoopprijs als gegeven gaan we een gevoeligheidsanalyse van de ROI voor de volgende parameters houden:

| | |
|-------------------|-------------------|
| aardgasprijs | :-20%, -10%, +10% |
| investering | :-20%, +20%, +50% |
| afzet | :-10%, +10% |
| basisverkoopprijs | :-10%, +10% |
| bouwtijd | :-50%, +50% |

Een en ander is in de tabellen II.3.2-7 en figuur II.3.1 bijeengezet, en uitgezet.

Tabel II.3.2.

Standaard verkoopprijs :

| | | |
|--------------------|---------|-----------------|
| Totale investering | $I_f =$ | 367,52 |
| Aardgasprijs | 12 | f/GJ |
| Afzet | 90 | % |
| Verkoopprijs | 100 | % van standaard |
| Bouwtijd | 2 | jaar |
| Werkkapitaal | $I_w =$ | 27,56 |

| | kosten | baten |
|----------------------------------|---------------|--------|
| Investering | 395,08 | |
| Gemiddelde opbrengst uit verkoop | | 618,89 |
| Kosten | | |
| - personeel | 2,40 | |
| - onderhoud | 14,70 | |
| - overhead | 17,10 | |
| - grondstof | 456,40 | |
| - katalysator per jaar | 0,71 | |
| | <hr/> | + |
| Subtotaal | 491,31 | |
| Verkoopkosten | <u>39,03</u> | + |
| | | 618,89 |
| Totaal | <u>530,62</u> | - |
| Resultaat | 88,27 | |
| Afschrijving | <u>39,51</u> | - |
| Netto belastbaar inkomen | 48,76 | |
| Rente gedurende bouwtijd | <u>10,64</u> | - |
| Inkomsten | 38,12 | |
| Inkomsten belasting | <u>16,39</u> | - |
| Netto inkomen | 21,73 | |
| ROI..... | 11 % | |
| Gemiddelde verkoopprijs | 819 f/ton | |

Tabel II.3.3.

Aardgasprijs -20 % , - 10 % en +10 % :

| | | | | |
|----------------------------------|---------|--------|-----------------|--------|
| Totale investering | $I_f =$ | 367,52 | | |
| Afzet | | 90 | % | |
| Verkoopprijs | | 100 | % van standaard | |
| Bouwtijd | | 2 | jaar | |
| Werkkapitaal | $I_w =$ | 27,56 | | |
| Aardgasprijs | | -20% | -10% | +10% |
| Investering | | 395,08 | 395,08 | 395,08 |
| Gemiddelde opbrengst uit verkoop | | 618,89 | 618,89 | 618,89 |
| Kosten | | | | |
| - personeel | | 2,40 | 2,40 | 2,40 |
| - onderhoud | | 14,70 | 14,70 | 14,70 |
| - overhead | | 17,10 | 17,10 | 17,10 |
| - grondstof | | 365,12 | 410,76 | 502,04 |
| - katalysator per jaar | | 0,71 | 0,71 | 0,71 |
| Subtotaal | | 400,03 | 445,67 | 502,04 |
| Verkoopkosten | | 32,00 | 35,65 | 42,96 |
| Totaal | | 432,03 | 481,32 | 579,91 |
| Resultaat | | 186,86 | 137,57 | 38,98 |
| Afschrijving | | 39,51 | 39,51 | 39,51 |
| Netto belastbaar inkomen | | 147,35 | 98,06 | -0,53 |
| Rente gedurende bouwtijd | | 10,64 | 10,64 | 10,64 |
| | | 136,71 | 87,24 | -11,17 |
| Inkomsten belasting | | 58,78 | 37,59 | -- |
| Netto inkomen | | 77,93 | 49,83 | -11,17 |
| Gemiddeld ROI | | 39,5 % | 25,2 % | -5,7 % |

Tabel II.3.4.

Investering 80% , 120% en 150% :

| | 12 | f/GJ | | |
|----------------------------------|-----|-----------------|--------|---------|
| Aardgasprijs | 12 | f/GJ | | |
| Afzet | 90 | % | | |
| Verkoopprijs | 100 | % van standaard | | |
| Bouwtijd | 2 | jaar | | |
| | | | 80% | 120% |
| | | | 150% | |
| Totale investering (I_f) | | | 294,02 | 441,02 |
| Werkkapitaal | | | 22,05 | 33,08 |
| | | | | 41,35 |
| Investering | | | 316,07 | 474,10 |
| Gemiddelde opbrengst uit verkoop | | | 618,89 | 618,89 |
| Kosten | | | | |
| - personeel | | | 2,40 | 2,40 |
| - onderhoud | | | 11,76 | 17,64 |
| - overhead | | | 14,16 | 17,64 |
| - grondstof | | | 456,40 | 456,40 |
| - katalysator per jaar | | | 0,71 | 0,71 |
| Subtotaal | | | 485,43 | 497,19 |
| Verkoopkosten | | | 38,83 | 39,78 |
| Totaal | | | 524,26 | 536,97 |
| | | | | 546,49 |
| Resultaat | | | 94,63 | 81,92 |
| Afschrijving | | | 31,61 | 47,41 |
| Netto belastbaar inkomen | | | 63,02 | 34,51 |
| Rente gedurende bouwtijd | | | 8,51 | 12,77 |
| | | | 54,51 | 21,74 |
| Inkomstenbelasting | | | 23,44 | 9,35 |
| Netto inkomen | | | 31,07 | 12,39 |
| | | | | -2,82 |
| Gemiddeld ROI | | | 19,7 % | %,2 % |
| | | | | -0,95 % |

Tabel II.3.5.

Afzet 80% en 100% :

| | | | |
|----------------------------------|---------|---------------------|---------------------|
| Totale investering | $I_f =$ | 367,52 | |
| Aardgasprijs | | 12 f/GJ | |
| Verkoopprijs | | 100 % | Van standaard |
| Bouwtijd | | 2 | jaar |
| Werkkapitaal | $I_w =$ | 27,56 | |
| | | | |
| Afzet | | 80% | 100% |
| Investering | | 395,08 | 395,08 |
| gemiddelde opbrengst uit verkoop | | 550,12 | 687,66 |
| Kosten | | | |
| - personeel | | 2,40 | 2,40 |
| - onderhoud | | 14,70 | 14,70 |
| - overhead | | 17,10 | 17,10 |
| - grondstof | | 405,69 | 507,11 |
| - katalysator per jaar | | 0,71 | 0,71 |
| | | <u> </u> + | <u> </u> + |
| Subtotaal | | 440,60 | 542,02 |
| Verkoopkosten | | 32,25 | 43,36 |
| | | <u> </u> + | <u> </u> + |
| Totaal | | 475,85 | 585,38 |
| | | | |
| Resultaat | | 74,27 | 102,28 |
| Afschrijving | | 39,51 | 39,51 |
| | | <u> </u> - | <u> </u> - |
| Netto belastbaar inkomen | | 34,76 | 62,77 |
| Rente gedurende bouwtijd | | 10,64 | 10,64 |
| | | <u> </u> - | <u> </u> - |
| | | 24,12 | 52,13 |
| Inkomsten belasting | | 10,37 | 22,42 |
| | | <u> </u> - | <u> </u> - |
| Netto inkomen | | 13,75 | 29,71 |
| | | | |
| gemiddeld ROI | | 7,0 % | 15,0 % |

Tabel II.3.6.

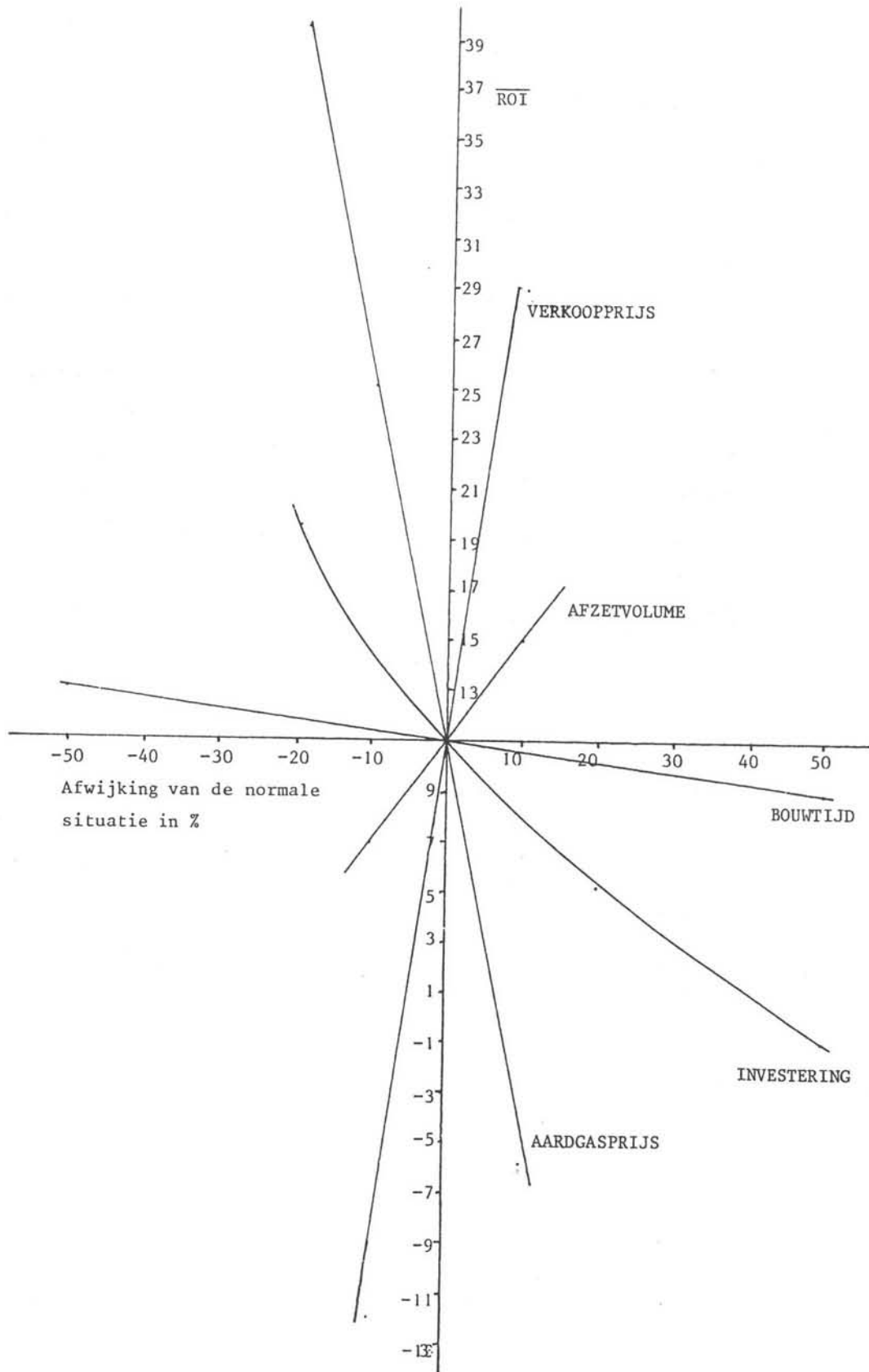
Verkoopprijs 90% en 110% :

| | |
|--------------------|----------------|
| Totale investering | $I_f = 367,52$ |
| Aardgasprijs | 12 f/GJ |
| Afzet | 90 % |
| Bouwtijd | 2 jaar |
| Werkkapitaal | $I_w = 27,56$ |

| Verkoopprijs | 90% | 110% |
|----------------------------------|----------|----------|
| Investering | 395,08 | 395,08 |
| Gemiddelde opbrengst uit verkoop | 557,01 | 680,78 |
| Kosten | | |
| - personeel | 2,40 | 2,40 |
| - onderhoud | 14,70 | 14,70 |
| - overhead | 17,10 | 17,10 |
| - grondstof | 456,40 | 456,40 |
| - katalysator per jaar | 0,71 | 0,71 |
| Subtotaal | 491,31 + | 491,31 + |
| Verkoopkosten | 39,03 + | 39,03 + |
| Totaal | 530,62 | 530,62 |
| Resultaat | 26,38 | 150,16 |
| Afschrijving | 39,51 - | 39,51 - |
| Netto belastbaar inkomen | -13,13 | 110,65 |
| Rente gedurende bouwtijd | 10,64 - | 10,64 - |
| | -23,77 | 100,01 |
| Inkomsten belasting | -- - | 43,00 - |
| Netto inkomen | -23,77 | 57,01 |
| Gemiddeld ROI | -12,0 % | 28,9 % |

Tabel II.3.7.
Bouwtijd 1 en 3 jaar :

| | | |
|----------------------------------|---------------------|----------|
| Totale investering | $I_f = 367,52$ | |
| Aardgasprijs | 12 f/GJ | |
| Afzet | 90 % | |
| Verkoopprijs | 100 % van standaard | |
| Werkkapitaal | $I_w = 27,56$ | |
| Bouwtijd | 1 jaar | 3 jaar |
| Investering | 395,08 | 396,08 |
| Gemiddelde opbrengst uit verkoop | 618,89 | 618,89 |
| Kosten | | |
| - personeel | 2,40 | 2,40 |
| - onderhoud | 14,70 | 14,70 |
| - overhead | 17,10 | 17,10 |
| - grondstof | 456,40 | 456,40 |
| - katalysator per jaar | 0,71 | 0,71 |
| Subtotaal | 491,31 + | 491,31 + |
| verkoopkosten | 39,03 + | 39,03 + |
| Totaal | 530,62 | 530,62 |
| Resultaat | 88,27 | 88,27 |
| Afschrijving | 39,51 - | 39,51 - |
| Netto belastbaar inkomen | 48,76 | 48,76 |
| Rente gedurende bouwtijd | 7,09 - | 14,19 - |
| | 41,67 | 34,57 |
| Inkomsten belasting | 17,92 - | 14,87 - |
| Netto inkomen | 23,75 | 19,70 |
| gemiddeld ROI | 12,0 % | 10,0 % |



Figuur II.3.1.

3.4. Conclusies

We vinden dat de basisverkoopprijs, f819/ton ver boven de nu geldende marktprijs van f335/ton ligt. Het is zelfs zo dat de variabele kosten groter zijn dan de opbrengsten uit de verkoop gewaardeerd tegen de marktprijs. De gevoeligheidsanalyse laat een grote afhankelijkheid van de ROI zien voor de verkoopprijs en de aardgasprijs. Het afzetvolume en de investering hebben een veel geringere invloed.

III. ECONOMISCHE BEREKENING OP BASIS VAN DE METHODE VAN TAYLOR

1. BEREKENING VAN DE INVESTERINGSKOSTEN M.B.V. METHODE VAN TAYLOR

De methode van Taylor (Process Step Scoring) is een eenvoudige methode voor het begroten van de investering voor een chemische fabriek, in het voorontwerp stadium. De methode is gebaseerd op de veronderstelling dat de investering van een chemische fabriek in verhouding staat tot een kosten index (cost liness index). Deze kosten index is een maat voor de grootte, de graad van complexiteit en de aard van het chemische proces. De methode wordt hier gebruikt voor een methanol fabriek op basis van een ICI reactor en op basis van een Lurgi reactor. Beiden produceren 2300 ton methanol per dag.

1.1. Proces omschrijving

De belangrijkste bewerkingen die in het methanol proces plaatsvinden zijn weergegeven in een proces schema (figuur 1 en 2). De stromen zijn gegeven als relatieve doorzet per ton produkt. Voor iedere bewerking is de maximale temperatuur en de druk gegeven. Tevens is ook een materiaal specificatie voor de bewerking gegeven. Deze specificatie is gebaseerd op:

- het materiaal dat dominant is in het apparaat waarin de bewerking wordt uitgevoerd of,
- een schatting van de kosten factor voor de materialen die niet in tabel 1 voorkomen.

Het materiaal voor de eerste en tweede reformer is respectievelijk manuriet en met ovensteen bekleed staal. De kosten factor is geschat op basis van hastalloy en inconel.

1.2. Scoring en berekening van de kosten index

Met behulp van tabel 1 (lit.7) wordt aan iedere processtap een score gegeven. Het resultaat voor beide routes is gegeven in tabel 2 en 3. De score kan omgezet worden in een kosten index (cost liness index). De som van deze indices is de kosten

index voor het hele proces. Hiermee kunnen de investeringskosten berekend worden.

1.3. Kale investering

Met behulp van de vergelijking

$$C = 45 \cdot I \cdot S^{0,39}$$

wordt de totale kosten index (I) omgerekend in de kale investering (C). De capaciteit van de fabriek wordt ook in rekening gebracht.

Voor het ICI proces geldt:

$$C = 45 \cdot 42,3 \cdot 828^{0,39} = 26 \cdot 10^3 \text{ k£ (UK 1977)}$$

Voor het Lurgi proces geldt:

$$C = 45 \cdot 38,3 \cdot 828^{0,39} = 24 \cdot 10^3 \text{ k£ (UK 1977)}$$

1.4. Toeslagen

Een toeslag van 30% wordt bij de kale investering opgeteld om offsites en site development te dekken (lit.7).

De begrote investering voor de fabriek indien gebouwd in Engeland in 1977 is voor het ICI proces £34 mln en voor het Lurgi proces £31 mln.

De gevonden cijfers voor de investering moeten nog gecorrigeerd worden voor waardeveranderingen afhankelijk van tijd en plaats. Tabel 4 (lit.2) geeft als locatie factor tussen Engeland en Nederland 1,1 in 1970. De locatie index is gegeven door het produkt van locatie factor en wisselkoers . Beschouwing van het wisselkoers verloop in de periode 1970-1977 (fig. 3) doet blijken dat de lokatie factor tussen Engeland en Nederland uit 1970 niet zonder meer voor 1977 gebruikt mag worden. De onder berekende investering moet dus met behulp van de kosten index

uit figuur 4 (lit.3) gecorrigeerd worden tot 1970. Vervolgens vermenigvuldigt men met de locatie index UK-NL (1970). Men corrigeert met de kosten index uit figuur 5 tot 1986.

$$I_{\text{investerings}}^{\text{NL}}_{1986} = KI_{\text{UK}}^{77-70} \times f1 \times f1/\text{£} \times KI_{\text{NL}}^{70-86}$$

Voor het ICI proces volgt:

$$I_{\text{investerings}}^{\text{NL}}_{1986} = 0,34 \times 1,1 \times 8,65 \times 3,34 = f330 \text{ mln (NL 1986)}$$

Voor het Lurgi proces volgt:

$$I_{\text{investerings}}^{\text{NL}}_{1986} = 0,34 \times 1,1 \times 8,65 \times 3 \times 30,8 = f299 \text{ mln (NL 1986)}$$

1.5. Nauwkeurigheid

In verband met de vele aannamen is de nauwkeurigheid omtrent deze methode beperkt. In lit.1 is de nauwkeurigheid +36% en -26% met een betrouwbaarheidsinterval van 95%. De standaardafwijking is 15%. Voor de verdere berekeningen is de investering voor het ICI proces gesteld op f330 mln en voor het Lurgi proces op f299 mln. De investering voor het ICI proces is tevens geschat (zie figuur 6 lit.3) op f308 mln. Deze waarde ligt binnen het betrouwbaarheidsinterval.

2. ECONOMISCHE CRITERIA

Op basis van grondstof, investerings en andere kosten is een prijs voor methanol bepaald. De aardgas prijs is hierbij gesteld op f12,- per GJ.

De bouwtijd van de fabriek is 2 jaar, de economische levensduur 10 jaar en de technische levensduur 18 jaar.

Door "trial and error" is met Discounted Cash Flow (D.C.F.) de methanol prijs bepaald. Bij een gewenste Return On Investment (R.O.I.) van 11% wordt de Net Present Value (N.P.V.) nul na een periode van 10 jaar.

2.1. KOSTEN

2.1.1. Grondstoffen

Voor het ICI synthese proces is het grondstofverbruik 0,96 ton aardgas per ton methanol (zie fig. 1). Dit komt overeen met 1180 m³ aardgas per ton methanol. De aardgasprijs is gesteld op f12,- per GJ ofterwijl f0,38/m³ (31,63 MJ/m³). De grondstofkosten zijn dan f448,- /ton methanol. Bij een jaarlijkse produktie (360 dagen) zijn de grondstofkosten f371,- mln per jaar

Voor het Lurgi synthese proces is het grondstof verbruik 0,68 ton voor de synthese en 0,45 ton voor verwarming, samen 1,13 ton aardgas per ton methanol. Dit komt overeen met 1390 m³ aardgas/ton methanol. De grondstofkosten zijn dan f437,- mln per jaar.

2.1.2. Personeelskosten

De personele kosten per functie staan in tabel 5 (lit.4) De gegevens zijn geëxtrapoleerd met 4% per jaar voor een schatting van de personeelskosten in 1986. Personeelskosten in 1986 zijn f80.000 per manjaar. Gegeven is dat de bezetting van de fabriek zal bestaan uit 30 man verdeeld over 5 shifts continu dienst. De jaarlijkse personeelskosten zijn dan f2,4 mln. Men verwacht een stijging van 4% per jaar.

2.1.3. Onderhoud

De jaarlijkse onderhoudskosten zijn geschat op basis van 4% van het geïnvesteerde vermogen (lit.5). Jaarlijkse onderhoudskosten zijn voor het ICI proces f13,2 mln per jaar en voor het Lurgi proces f12,0 mln per jaar. Zij zijn constant tijdens de looptijd van het project.

2.1.4. Overheads

De overhead kosten zijn kosten welke voortvloeien uit administratie, marketing, research & development. Deze zijn geschat op 100% van de som van personeels en onderhoudskosten.

2.1.5. Belasting

Het belastbaar inkomen is gegeven in de vergelijking:

belastbaar inkomen = opbrengst - totale kosten - afschrijving

Op het belastbaar inkomen wordt 43% belasting geheven.

2.1.6. Afschrijving

De fabriek wordt lineair afgeschreven over een periode van 10 jaar. De "scrapvalue" is gelijk nul gesteld. De afschrijving is dan de investering gedeeld door 10.

2.2. BEPALING VAN METHANOLPRIJS

Bij de Discounted Cash Flow methode worden de cash flows waaronder de investering, over een looptijd van 10 jaar omgerekend tot de huidige waarde met een R.O.I. percentage van 11%. De methanolprijs wordt zodanig gekozen dat de som van deze verdisconteerde cashflows over de looptijd gelijk is aan nul. De basisgedachte van deze methode is, dat de geldstroom in de looptijd van het project onmiddellijk geherinvesteerd wordt in projecten met eenzelfde rate of return.

In tabel 6 en tabel 7 zijn de resultaten gegeven van deze methoden voor het ICI- en het Lurgi proces.

Bij het samenstellen van deze tabellen zijn de volgende vergelijkingen gehanteerd (lit.6):

Totale kosten = personele kosten + onderhouds kosten +
overheads + grondstof kosten

Totale inkomsten = verkoop opbrengst - afschrijving

Belasting = 0,43 belastbaar inkomen

Cash flow = totale inkomsten - belasting - investering

De investering is gelijk verdeeld over de bouwtijd.

Voor het ICI proces wordt de ^{IRR}R.O.I. van 11% gehaald bij een methanolprijs van f582/ton.

Voor het Lurgi proces is de methanolprijs f648/ton.

De huidige methanolprijs is f340/ton

3 GEVOELIGHEIDSANALYSE

Bij de bepaling van de rentabiliteit spelen een aantal parameters een rol. In deze paragraaf is de gevoeligheid van de rentabiliteit voor deze parameters afzonderlijk beschouwd.

In de parameters zijn de volgende verstoringen aangebracht:

Grondstofprijs: -20%, -10%, +10%

Methanolprijs (verkoopprijs): -10%, +10%

Afzet: -10%, +15%

Investing: -20%, +20%, +50%

Bouwtijd: resp. 1, en 3 jaar (i.p.v. 2 jaar)

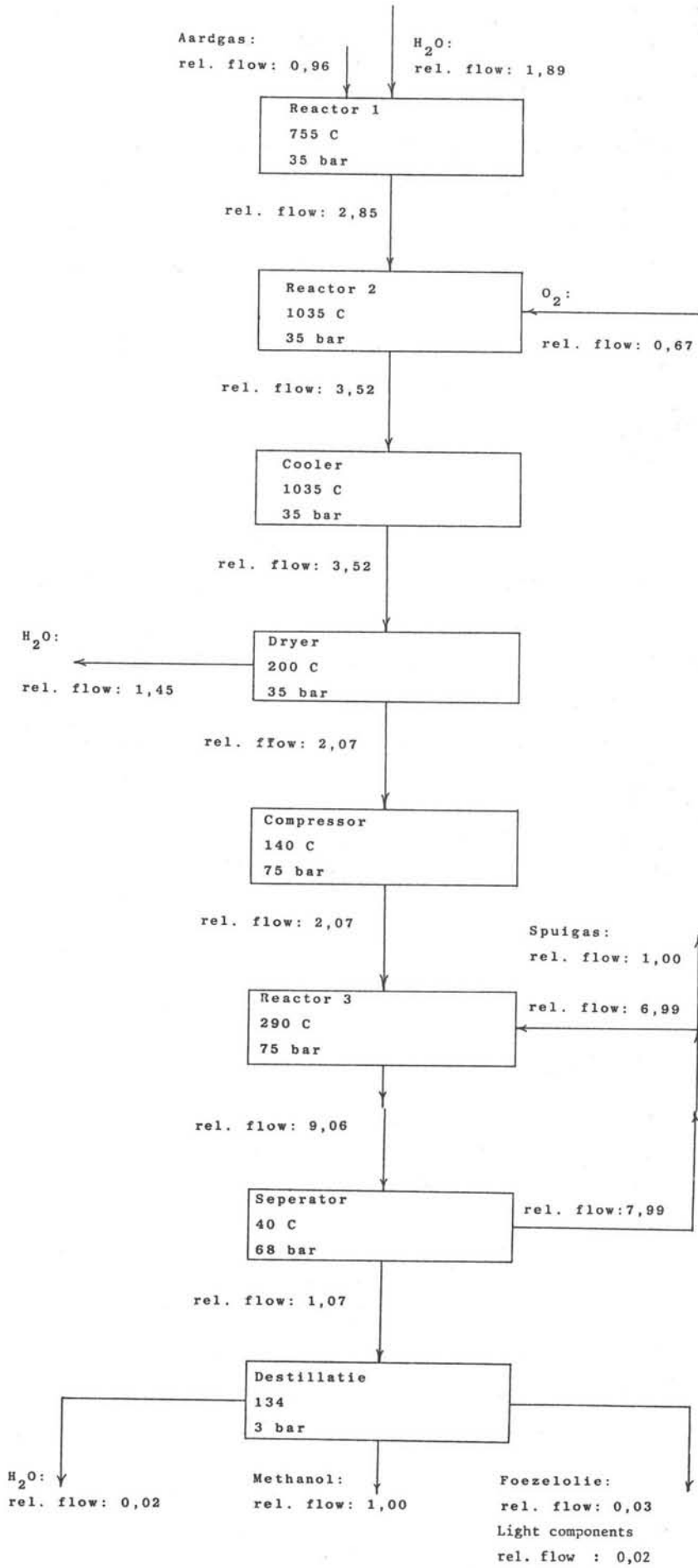
De invloed van deze afzonderlijke veranderingen op de rentabiliteit is grafisch weergegeven in figuur 7 voor de I.C.I. fabriek, en in figuur 8 voor de Lurgi fabriek.

Tevens is het effect beschouwd van een daling van de basis verkoopprijs met f5- per ton per twee jaar. Voor de I.C.I. fabriek levert dit een NPV op van -46,1 Mfl. Voor de Lurgi fabriek wordt de NPV in dit geval -47,1 Mfl.

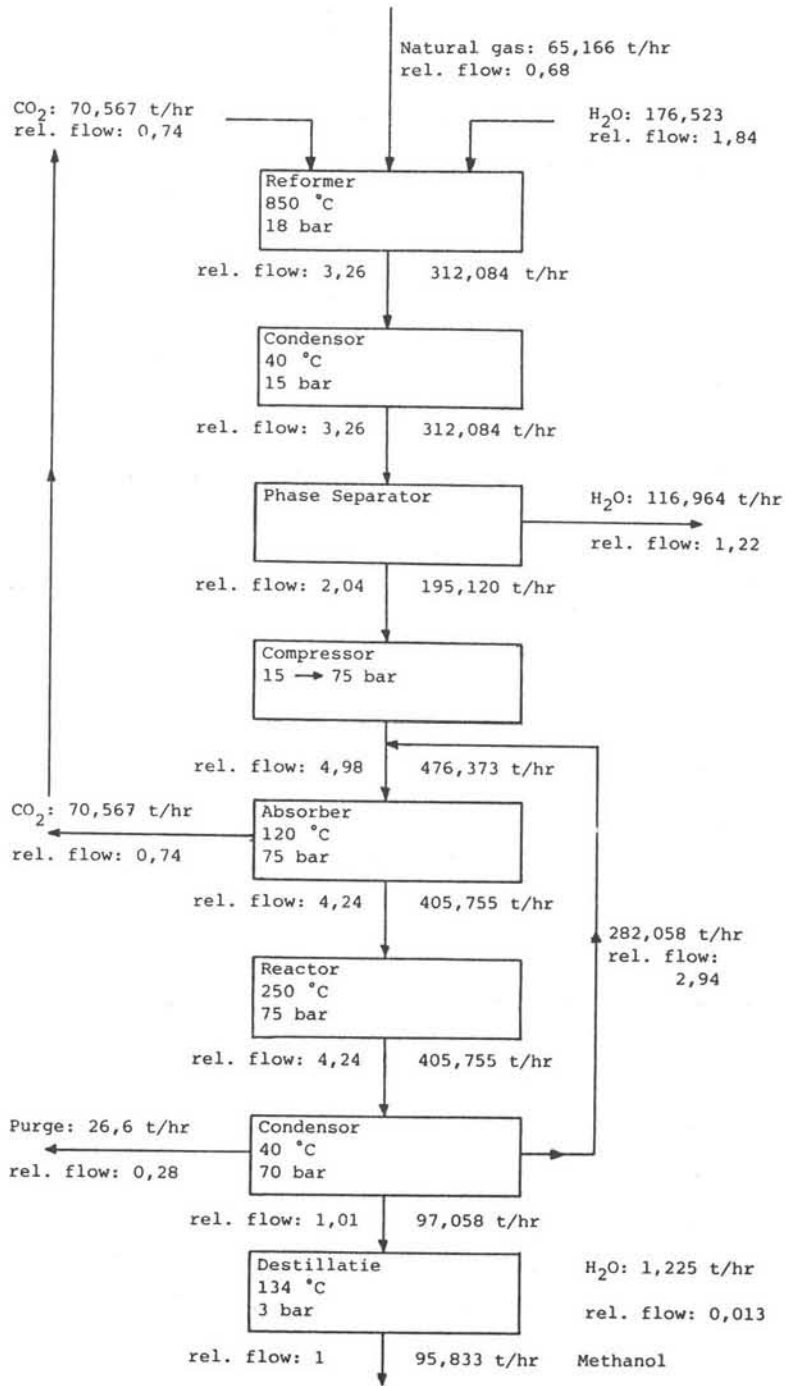
Bij de gevoeligheidsanalyse is het Internal Rate of Return (IRR) steeds gehandhaafd op 11%.

Symbolen.

| | | |
|----|-------------------|----------|
| c | Kale investering | kf(1977) |
| I | totale kost index | |
| S | capaciteit | kt/jaar |
| KI | kostenindex | |
| f | locatie factor | |



FIGUUR 1
ICI proces
schema

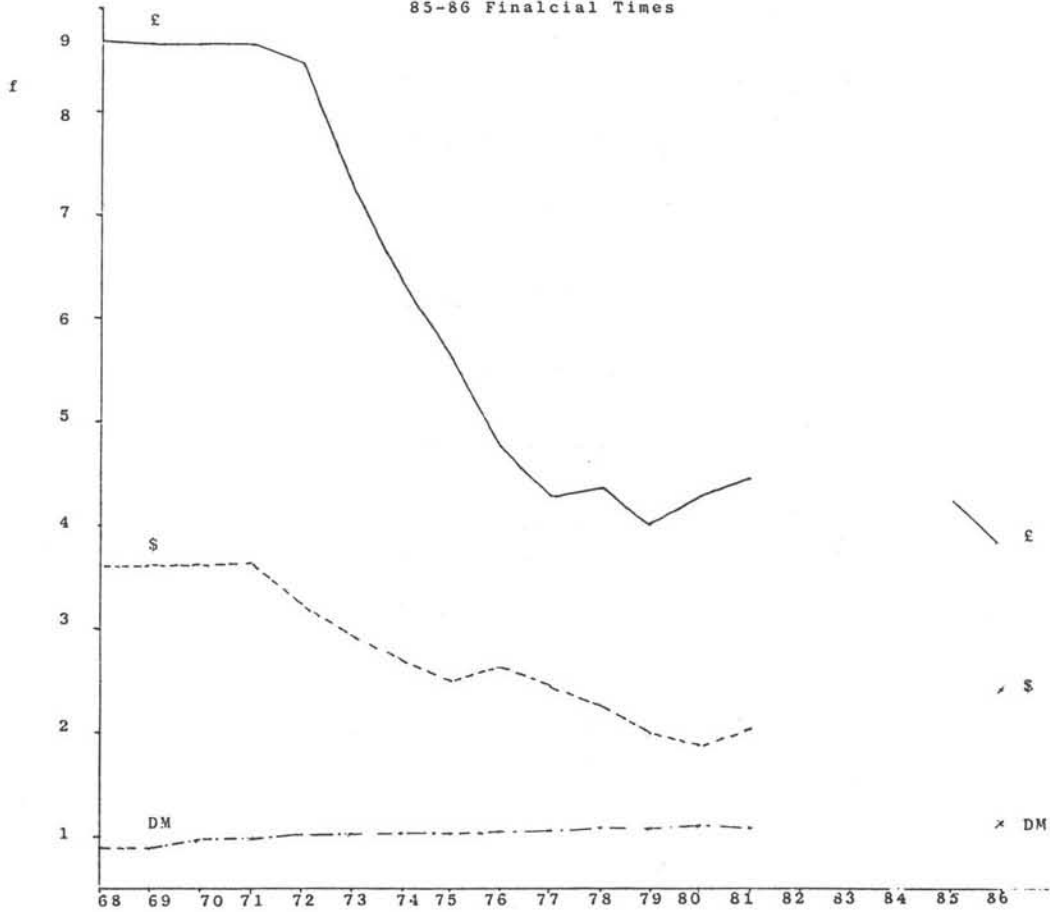


FIGUUR 2
Lurgi proces
schema

FIGUUR 3

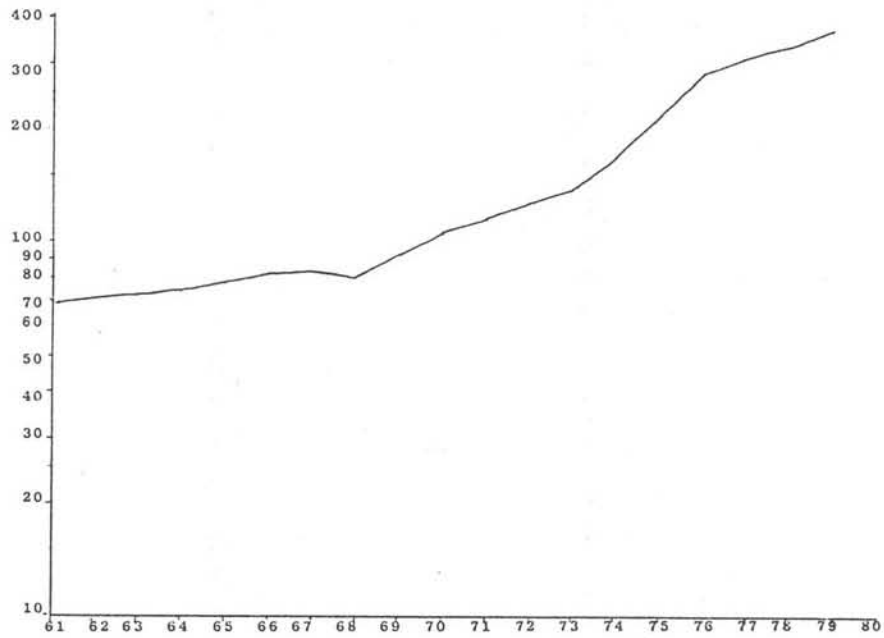
Wisselkoersen in guldens

Bron IMF vanaf 1978 European Chemical News
85-86 Finalcial Times



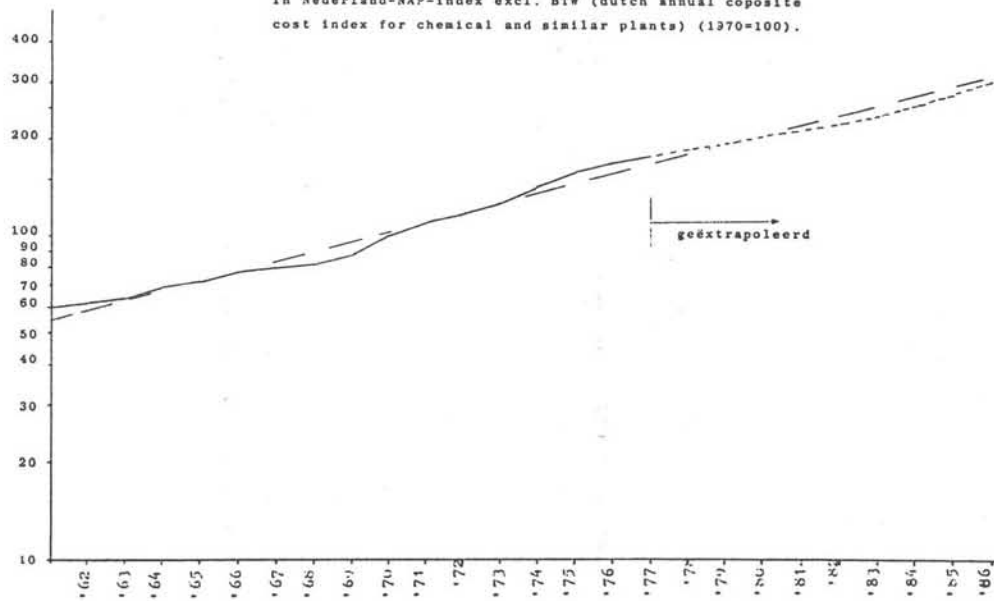
FIGUUR 4

Process engineering composite plant cost index (UK)

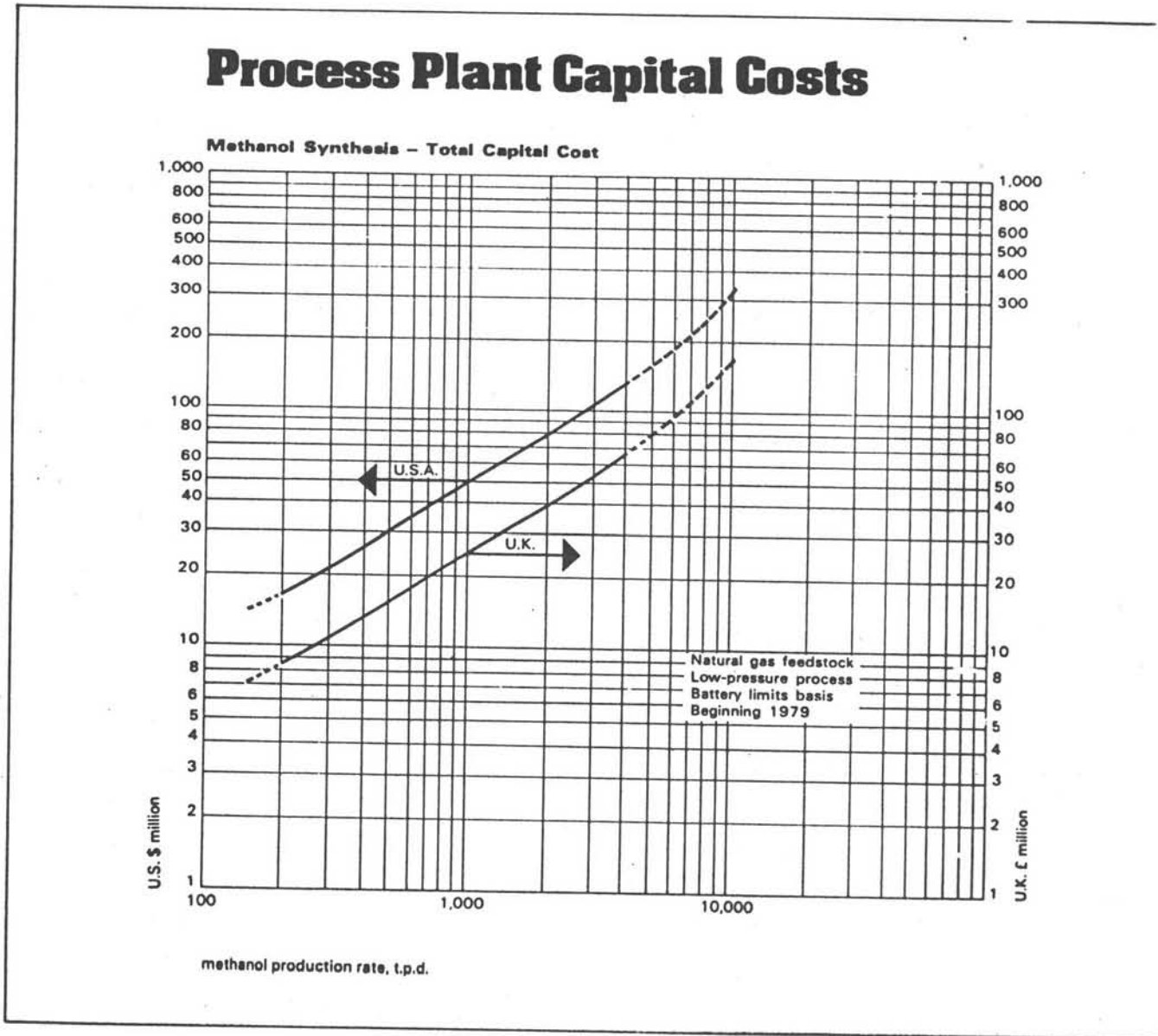


FIGUUR 5

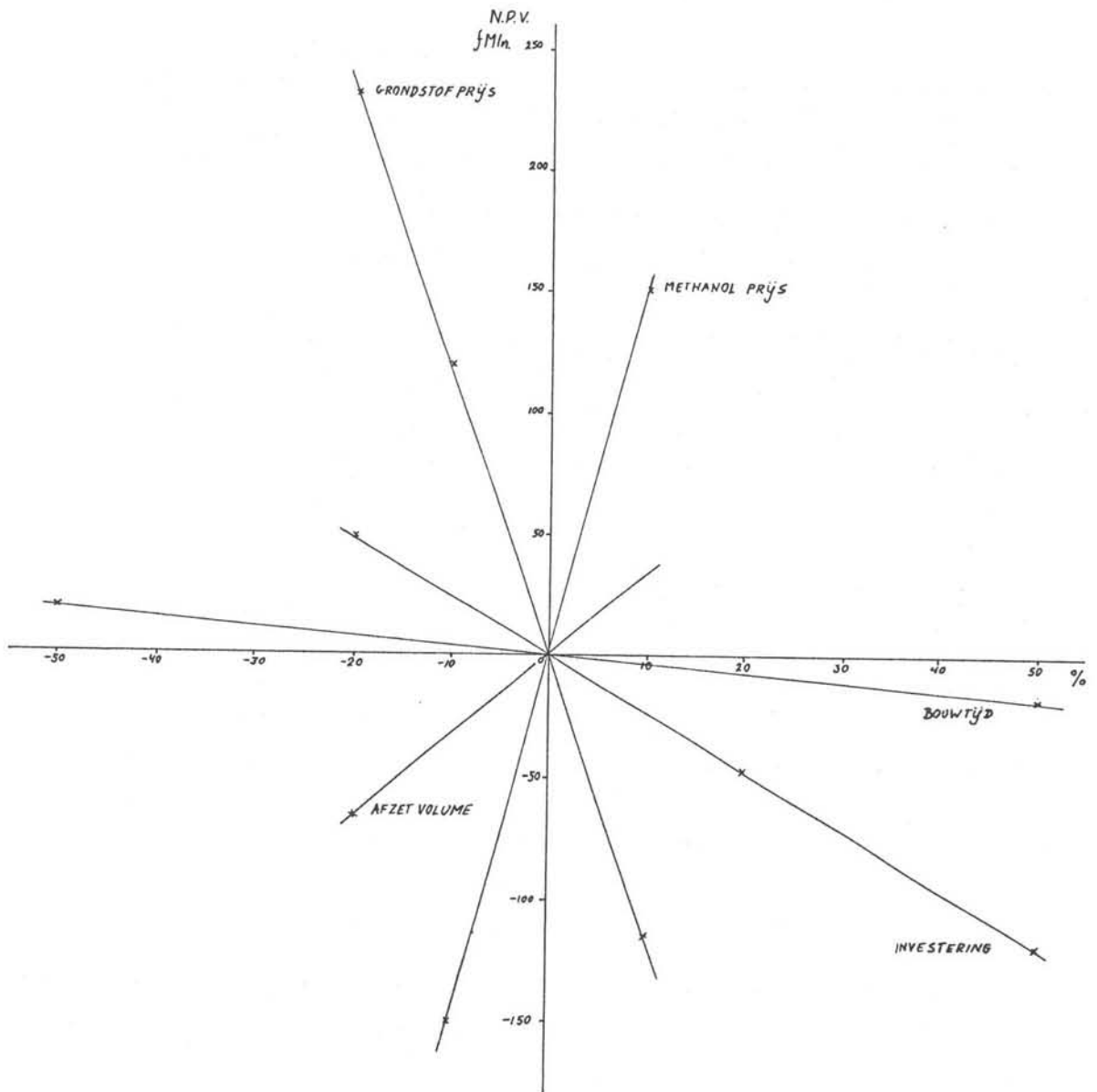
Kosten index voor de bouw van chemische installaties in Nederland-NAP-index excl. BTW (dutch annual composite cost index for chemical and similar plants) (1970=100).



FIGUUR 6

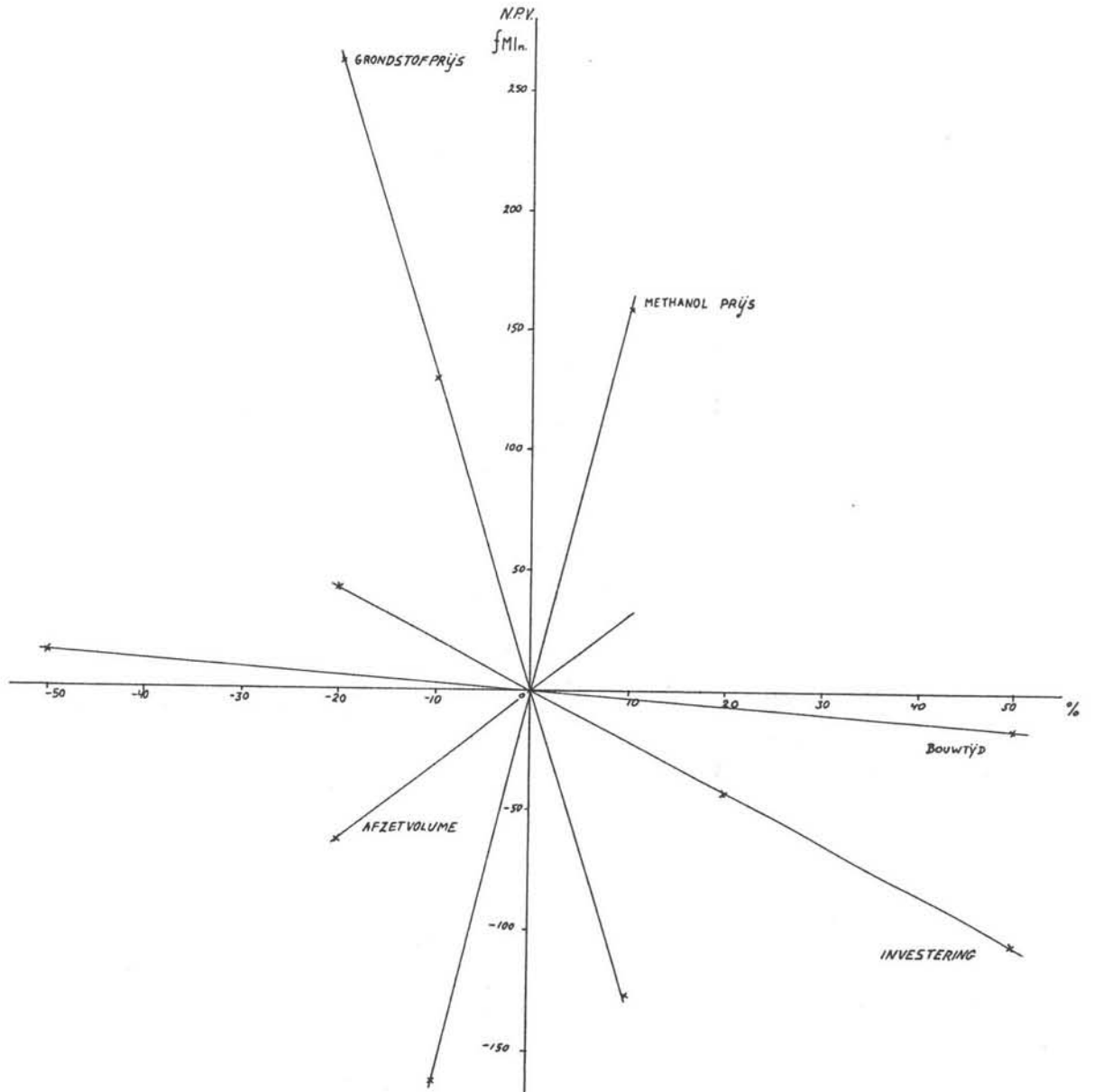


Uit: Process Economics International,
Vol.I, No.1, Autumn 1979, p.12.



Figuur 7. Parametergevoeligheid op rentabiliteit bij 11% IRR voor de I.C.I. fabriek.

↓
ROI?



Figuur 8. Parametergevoeligheid op rentabiliteit bij 11% IRR voor de Lurgi fabriek.

kw?

TABEL 1

Scoring for complexity of significant process steps

| | Score | | | | | | | | | | | | |
|--|-------|------|-----|-----------------|--|---|-----------------------|--------------------------------|------|----|-----|----|-----|
| | -3 | -2 | -1 | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
| Relative throughput (t/t product) | 0.2 | 0.35 | 0.6 | 1 | 1.7 | 3 | 5 | 8 | 14 | 23 | 40 | 67 | 110 |
| Reaction time in h (reaction, crystallisation, etc) ^a | | | | 3 | 5 | 9 | 14 | 25 | 42 | 69 | 120 | | |
| Storage time in weeks | | | | 1 | 2 | 3 | 5 | 8 | | | | | |
| Temperature extreme (°C) Min | | | | 20 | -25 | -75 | -125 | | | | | | |
| Temperature extreme (°C) Max | | | | | 500 | 1100 | 1700 | 2300 | | | | | |
| Pressure extreme (atm) Min | | | | 1 | 0.1 | 0.01 | | | | | | | |
| Pressure extreme (atm) Max | | | | | 10 ^d | 50 ^d | 200 | 700 | 1500 | | | | |
| Materials of construction | | | | MS ^b | SS ^c , Keebush RIMS ^d , EbLMS ^e , PVC | ELMS/ Inconel Nuclel Muncl PbLMS ^f | Titanium Hastelloy | Precious metals Tantalum | | | | | |
| Multistreaming, No. of streams | | | | 1 | 2 | 3 | 5 | 7 | 11 | | | | |

Special conditions:

- (a) Explosion, dust, odour or toxicity problems. Score 1 if a major problem.
- (b) Reactions in fluid beds. Score 1.
- (c) Distilling materials of similar b.pt. Score 1 if b.pt. difference <5°C and Score 2 if <1°C.
- (d) Tight specification e.g. Score 1 if distillation is to reduce 'key' component to 10 ppm level.
- (e) Film evaporation e.g. in Lww. Score 1.

Conversion of score to costliness index

| Score (S) | -3 | -2 | -1 | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 |
|----------------------|-----|-----|-----|---|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|------|----|----|----|----|----|----|----|
| Costliness index (C) | 0.4 | 0.6 | 0.8 | 1 | 1.3 | 1.7 | 2.2 | 2.8 | 3.7 | 4.8 | 6.3 | 8.1 | 10.6 | 14 | 18 | 23 | 30 | 39 | 51 | 66 |

^a 1 or liquid phase reactions only. All others score = 0. ^b MS = Mild steel. ^c SS = Stainless steel. ^d RLMS = Rubber lined mild steel. ^e EbLMS = Ebonite lined mild steel. ^f LMS = Enamel lined mild steel. ^g PbLMS = Lead lined mild steel.

TABEL 4

| Location factors for chemical plants of similar function | | |
|--|--------|--------|
| | U.K. = | U.S. = |
| | 1.0 | 1.0 |
| Australia | 1.4 | 1.3 |
| Austria | 1.1 | 1.0 |
| Belgium | 1.1 | 1.0 |
| Canada | 1.25 | 1.15 |
| Central Africa | ~ 2.0 | ~ 2.0 |
| Central America | 1.1 | 1.0 |
| China | | |
| (imported element) | 1.2 | 1.1 |
| (indigenous element) | 0.6 | 0.55 |
| Denmark | 1.1 | 1.0 |
| Ireland | 0.9 | 0.8 |
| Finland | 1.3 | 1.2 |
| France | 1.05 | 0.95 |
| Germany (West) | 1.1 | 1.0 |
| Greece | 1.0 | 0.9 |
| Holland | 1.1 | 1.0 |
| India | | |
| (imported element) | 2.0 | 1.8 |
| (indigenous element) | 0.7 | 0.65 |
| Italy | 1.0 | 0.9 |
| Japan | 1.0 | 0.9 |
| Malaysia | 0.9 | 0.8 |
| Middle East | 1.2 | 1.1 |
| Newfoundland | 1.3 | 1.2 |
| New Zealand | 1.4 | 1.3 |
| North Africa | | |
| (imported element) | 1.2 | 1.1 |
| (indigenous element) | 0.8 | 0.75 |
| Norway | 1.2 | 1.1 |
| Portugal | 0.8 | 0.75 |
| South Africa | 1.25 | 1.15 |
| South America (North) | 1.5 | 1.35 |
| South America (South) | 2.5 | 2.25 |
| Spain | | |
| (imported element) | 1.3 | 1.2 |
| (indigenous element) | 0.8 | 0.75 |
| Sweden | 1.2 | 1.1 |
| Switzerland | 1.2 | 1.1 |
| Turkey | 1.1 | 1.0 |
| U.K. | 1.0 | 0.9 |
| U.S. | 1.1 | 1.0 |
| Yugoslavia | 1.0 | 0.9 |

Notes:

1. Increase a factor by 10% for each 1,000 miles, or part of 1,000 miles, that the new plant location is distant from a major manufacturing or import center, or both.
2. When materials or labor, or both, are obtained from more than a single source, prorate the appropriate factors.
3. Investment incentives have been ignored.

TABEL 2 BEREKENING KOSTENINDEX ICI PROCES

| | Throughput | M of C | Reaction/ storage time | Pressure/ temp. | Other | Total score | Costliness index |
|-----------------------|------------|--------|------------------------------|--------------------|-------|----------------|---------------------|
| Handling/ storage: | | | | | | | |
| Natural gas | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | 1 | 1,3 |
| steam | 1 | 0 | 0 | 1 | 0 | 2 | 1,7 |
| oxygen | -1 | 0 | 0 | 2 | 0 | 1 | 1,3 |
| methanol | 0 | 0 | 2 | 0 | 0 | 2 | 1,7 |
| Proces: | | | | | | | |
| reactor 1 | 2 | 3 | 0 | 2 | 0 | 7 | 6,3 |
| reactor 2 | 2 | 2 | 0 | 3 | 0 | 7 | 6,3 |
| cooler | 2 | 2 | 0 | 3 | 0 | 7 | 6,3 |
| dryer | 2 | 0 | 0 | 1 | 0 | 3 | 2,2 |
| compressor | 1 | 1 | 0 | 2 | 0 | 4 | 2,8 |
| reactor 3 | 4 | 1 | 0 | 2 | 0 | 7 | 6,3 |
| seperator | 4 | 0 | 0 | 2 | 0 | 6 | 4,8 |
| distillation | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 1 | 1,3 |

Total : 42,3

TABEL 3 BEREKENING KOSTENINDEX LURGI PROCES

| | Throughput | M of C | Reaction/ storage time | Pressure/ temp. | Other | Total score | Costliness index |
|-----------------------|------------|--------|------------------------------|--------------------|-------|----------------|---------------------|
| Handling/ storage: | | | | | | | |
| Natural gas | -1 | 0 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0,8 |
| steam | 1 | 0 | 0 | 1 | 0 | 2 | 1,7 |
| Water | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 |
| Purge | -2 | 0 | 0 | 2 | 0 | 0 | 1 |
| Methanol | 0 | 0 | 0 | 2 | 0 | 2 | 1,7 |
| Process: | | | | | | | |
| Reformer | 2 | 3 | 0 | 2 | 0 | 7 | 6,7 |
| Condenser | 2 | 1 | 0 | 1 | 0 | 4 | 2,8 |
| Phase sep. | 2 | 2 | 0 | 1 | 0 | 5 | 3,7 |
| Compressor | 1 | 1 | 0 | 2 | 0 | 4 | 2,8 |
| Absorber | 3 | 1 | 0 | 2 | 0 | 6 | 4,8 |
| Reactor | 3 | 2 | 0 | 2 | 0 | 7 | 6,3 |
| Condenser | 3 | 1 | 0 | 2 | 0 | 6 | 4,8 |
| Distillation | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 1 | 1,3 |

Total: 39,0

Bijlage

VNCI Jaarrede 13 Juni 1980

TABEL 5

PERSONELE KOSTEN PER FUNCTIEPLAATS IN CONTINUDIENST

| | x f 1.000 | | | in % | | | aantal werknemers per functieplaats |
|------------------------|--------------|----------------------------|--------------------------|--------------|----------------------------|--------------------------|-------------------------------------|
| | bruto kosten | soc.las-ten en inhoudingen | netto inkomen werknemers | bruto kosten | soc.las-ten en inhoudingen | netto inkomen werknemers | |
| <u>Holland</u> | | | | | | | |
| 1975 | 233,0 | 123,3 | 109,7 | 100 | 53 | 47 | 5,3 |
| 1976 | 254,5 | 128,4 | 126,1 | 100 | 50 | 50 | 5,3 |
| 1977 | 278,4 | 138,6 | 139,8 | 100 | 50 | 50 | 5,4 |
| 1978 | 283,5 | 141,2 | 142,3 | 100 | 50 | 50 | 5,3 |
| 1979 | 302,2 | 154,2 | 148,0 | 100 | 51 | 49 | 5,4 |
| <u>België</u> | | | | | | | |
| 1975 | 233,5 | 105,2 | 128,3 | 100 | 45 | 55 | 5,13 |
| 1976 | 272,0 | 129,4 | 142,6 | 100 | 48 | 52 | 5,3 |
| 1977 | 298,9 | 154,3 | 144,6 | 100 | 52 | 48 | 5,1 |
| 1978 | 335,7 | 164,5 | 171,2 | 100 | 49 | 51 | 5,2 |
| 1979 | 355,4 | 178,6 | 176,8 | 100 | 50 | 50 | 5,3 |
| <u>West-Duitsland</u> | | | | | | | |
| 1975 | 178,0 | 67,8 | 110,2 | 100 | 38 | 62 | 5,3 |
| 1976 | 196,1 | 85,9 | 110,2 | 100 | 44 | 56 | 5,3 |
| 1977 | 245,5 | 96,4 | 149,1 | 100 | 39 | 61 | 5,3 |
| 1978 | 244,4 | 92,1 | 152,3 | 100 | 38 | 62 | 5,1 |
| 1979 | 282,1 | 100,4 | 181,7 | 100 | 36 | 64 | 5,1 |
| <u>Frankrijk</u> | | | | | | | |
| 1975 | - | - | - | - | - | - | - |
| 1976 | - | - | - | - | - | - | - |
| 1977 | 177,4 | 66,8 | 110,6 | 100 | 38 | 62 | 5,4 |
| 1978 | 199,4 | 76,2 | 123,2 | 100 | 38 | 62 | 5,1 |
| 1979 | 251,1 | 95,1 | 156,0 | 100 | 38 | 62 | 5,2 |
| <u>VS - Oostkust</u> | | | | | | | |
| 1975 | 200,0 | 63,6 | 136,4 | 100 | 32 | 68 | 4,0 |
| 1976 | 229,0 | 71,0 | 158,0 | 100 | 31 | 69 | 4,0 |
| 1977 | 224,7 | 69,9 | 154,8 | 100 | 31 | 69 | 4,0 |
| 1978 | 227,3 | 72,5 | 154,8 | 100 | 32 | 68 | 4,0 |
| 1979 | | | | | | | |
| <u>Groot Brittanië</u> | | | | | | | |
| 1975 | 85,3 | 29,6 | 55,7 | 100 | 35 | 65 | 4,6 |
| 1976 | 90,4 | 36,1 | 54,3 | 100 | 40 | 60 | 4,6 |
| 1977 | 101,7 | 46,8 | 54,9 | 100 | 41 | 59 | 4,6 |
| 1978 | 106,4 | 41,1 | 65,3 | 100 | 39 | 61 | 4,5 |
| 1979 | 127,0 | 47,8 | 79,2 | 100 | 38 | 62 | 4,5 |

TABEL 6 CASH FLOW BEREKENING ICI PROCES

| Jaar | Verkoop opbrengst | K personeel | K onderhoud | K O.H. | K Grondstof | K totaal | I totaal | Afschrijving | I belastbaar | Belasting 43% | Invest. | Cash flow | DCF 11% | DCF | NPV |
|------|-------------------|-------------|-------------|--------|-------------|----------|----------|--------------|--------------|---------------|---------|-----------|---------|--------|--------|
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 165 | -165 | 1 | -165 | -165 |
| 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 165 | -165 | 0,901 | -148,7 | -313,7 |
| 2 | 482 | 2,4 | 13,2 | 15,6 | 371 | 402,4 | 79,8 | 33 | 46,8 | 20,1 | 0 | 59,7 | 0,812 | 48,5 | -265,7 |
| 3 | 482 | 2,5 | 13,2 | 15,7 | 371 | 402,4 | 79,6 | 33 | 46,6 | 20,0 | 0 | 59,6 | 0,731 | 43,6 | -221,6 |
| 4 | 482 | 2,6 | 13,2 | 15,8 | 371 | 402,6 | 79,4 | 33 | 46,4 | 20,0 | 0 | 59,4 | 0,659 | 39,1 | -182,5 |
| 5 | 482 | 2,7 | 13,2 | 15,9 | 371 | 402,8 | 79,2 | 33 | 46,2 | 19,9 | 0 | 59,3 | 0,594 | 35,2 | -147,3 |
| 6 | 482 | 2,8 | 13,2 | 16,0 | 371 | 403,0 | 79,0 | 33 | 46,0 | 19,8 | 0 | 59,2 | 0,535 | 31,7 | -115,6 |
| 7 | 482 | 2,9 | 13,2 | 16,1 | 371 | 403,2 | 78,8 | 33 | 45,8 | 19,7 | 0 | 59,1 | 0,482 | 28,5 | - 87,1 |
| 8 | 482 | 3,0 | 13,2 | 16,2 | 371 | 403,4 | 78,6 | 33 | 45,6 | 19,6 | 0 | 59,0 | 0,434 | 25,6 | - 61,5 |
| 9 | 482 | 3,2 | 13,2 | 16,4 | 371 | 403,8 | 78,2 | 33 | 45,2 | 19,4 | 0 | 58,8 | 0,391 | 23,0 | - 38,5 |
| 10 | 482 | 3,3 | 13,2 | 16,5 | 371 | 404,0 | 78,0 | 33 | 45,0 | 19,4 | 0 | 58,6 | 0,352 | 20,6 | - 17,9 |
| 11 | 482 | 3,4 | 13,2 | 16,6 | 371 | 404,2 | 77,8 | 33 | 44,8 | 19,3 | 0 | 58,5 | 0,317 | 18,5 | 0,6 |

TABEL 7 CASH FLOW BEREKENING LURGI PROCES

| Jaar | Verkoop opbrengst | K personeel | K onderhoud | K O.H. | K Grondstof | K totaal | I totaal | Afschrijving | I belastbaar | Belasting 43% | Invest. | Cash flow | DCF 11% | DCF | NPV |
|------|-------------------|-------------|-------------|--------|-------------|----------|----------|--------------|--------------|---------------|---------|-----------|---------|---------|---------|
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 149,4 | -149,4 | 1 | -149,40 | -149,40 |
| 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 149,4 | -149,4 | 0,901 | -134,60 | -284,00 |
| 2 | 536,3 | 2,4 | 12,0 | 14,4 | 436 | 464,8 | 71,5 | 29,9 | 41,6 | 17,9 | 0 | 53,6 | 0,812 | 43,52 | -240,47 |
| 3 | 536,3 | 2,5 | 12,0 | 14,5 | 436 | 465,0 | 71,3 | 29,9 | 41,4 | 17,8 | 0 | 53,5 | 0,731 | 39,11 | -201,36 |
| 4 | 536,3 | 2,6 | 12,0 | 14,6 | 436 | 465,2 | 71,1 | 29,9 | 41,2 | 17,7 | 0 | 53,38 | 0,659 | 35,18 | -166,18 |
| 5 | 536,3 | 2,7 | 12,0 | 14,7 | 436 | 465,6 | 70,9 | 29,9 | 41,0 | 17,6 | 0 | 53,27 | 0,594 | 31,64 | -134,54 |
| 6 | 536,3 | 2,8 | 12,0 | 14,8 | 436 | 465,6 | 70,7 | 29,9 | 40,8 | 17,5 | 0 | 53,56 | 0,535 | 28,65 | -105,89 |
| 7 | 536,3 | 2,9 | 12,0 | 14,9 | 436 | 465,8 | 70,5 | 29,9 | 40,6 | 17,5 | 0 | 53,04 | 0,482 | 25,57 | - 80,32 |
| 8 | 536,3 | 3,0 | 12,0 | 15,0 | 436 | 466,0 | 70,3 | 29,9 | 40,4 | 17,4 | 0 | 52,93 | 0,434 | 22,97 | - 57,35 |
| 9 | 536,3 | 3,2 | 12,0 | 15,2 | 436 | 466,4 | 69,9 | 29,9 | 40,0 | 17,2 | 0 | 52,70 | 0,391 | 20,61 | - 36,74 |
| 10 | 536,3 | 3,3 | 12,0 | 15,3 | 436 | 466,6 | 69,7 | 29,9 | 38,8 | 16,7 | 0 | 53,02 | 0,352 | 18,66 | - 18,08 |
| 11 | 536,3 | 3,4 | 12,0 | 15,4 | 436 | 466,8 | 69,5 | 29,9 | 38,6 | 16,6 | 0 | 52,90 | 0,317 | 16,77 | - 1,31 |

IV. METHODEN VAN LANG EN GUTHRIE

1. Inleiding

Voor de berekeningen van het te investeren bedrag gaan zowel Guthrie als Lang (lit. 9, 10, 11, 12) uit van de apparatuur, die geleverd wordt aan de fabriek. Door deze basiskostprijs te vermenigvuldigen met een aantal factoren worden de kosten van fundamenteen, ondersteuning, montage, engineering, overhead, benodigde pijpen, elektrische apparatuur, etc. verrekend.

2. De methode van Lang

De methode van Lang verloopt als volgt :

- a. Hij stelt de basiskostprijs op 1,00.
- b. De kosten van fundamenteen, ondersteuning en montage worden verrekend door de basiskostprijs te vermenigvuldigen met een factor 1,43.
- c. De benodigde pijpleidingen worden verdisconteerd door voor vaste stoffen de kostprijs te vermenigvuldigen met 1,10, voor gemengde stoffen met 1,25 en voor gas-vloeistoffen met 1,60.
- d. Vervolgens wordt de kostprijs met 1,5 vermenigvuldigd om elektrische apparatuur, hulpdiensten en voorzieningen te verrekenen.
- e. Tot slot worden de indirecte kosten, als constructie-, overhead-, en engineeringkosten verrekend door de kostprijs met 1,31 voor vaste stoffen, 1,35 voor gemengde stoffen en 1,38 voor gas-vloeistoffen te vermenigvuldigen.

Uiteindelijk wordt voor vaste stof processen de basiskostprijs met een factor 3,10 vermenigvuldigd, voor gemengde stoffen met een factor 3,63 en voor gas-vloeistof processen met een factor 4,74.

3. De methode van Guthrie

Bij de Guthrie-methode, zoals wij deze gehanteerd hebben wordt de kostprijs berekend van alle in het proces voorkomende apparaten.

De kostprijs van elk apparaat wordt nu vermenigvuldigd met een factor (F_c), die voor ieder soort apparaat verschillend is.

De factor F_t voor een apparaat wordt als volgt berekend :

Voor ieder soort apparaat wordt een "material factor" (F_m) en een "labor factor" (F_l) opgezocht in lit.(12).

De sommatie van F_m en F_l geeft de "direct cost factor" (F_d).

Door F_d met een "indirect factor" (F_i) te vermenigvuldigen en vervolgens op te tellen bij de "contingency factor" (F_c) verkrijgt men de "modular factor" (F_t).

De som der nu verkregen totale kostprijzen, vormen het te investeren bedrag van de fabriek.

4. Investerings voor de I.C.I. fabriek

De basiskostprijzen van de verschillende apparaten zijn te vinden in tabel IV.1. Hierbovenop moet dan nog een factor komen om de werkelijke kostprijs te krijgen. Van de 1^e reformer en de zuurstoffabriek zijn echter in de tabel al de werkelijke kosten vermeld. Hierbovenop komt dus geen factor.

4.1 De methode van Lang

De som van de basiskostprijzen van alle apparaten, met uitzondering van de 1^e reformer en de zuurstoffabriek bedraagt :

f 70.881.300,-

Dit bedrag vermenigvuldigen we nu met de Langfactor, welke voor gas/vloeistoffen 4,74 bedraagt. We komen nu op de werkelijke kosten:

| | |
|---------------------------|-------------------------|
| | f 335.977.360,- |
| + 1 ^e reformer | f 200.000.000,- |
| + zuurstoffabriek | f <u>40.000.000,-</u> + |
| totale investering | f 575.977.000,- |

| Apparaat | Prijs (f) (x 1000) | Bron |
|----------|---------------------------|------|
| E 1 | 3.500,- | c |
| E 2 | 7.000,- | c |
| P 1 | 141,40 | a |
| P 2 | 32,- | a |
| P 3 | 19,50 | a |
| P 4 | 25,50 | a |
| P 5 | 27,50 | a |
| P 6 | 25,40 | a |
| P 7 | 21,40 | a |
| R 1 | 200.000,- | c |
| R 2 | 4.480,- | c |
| R 3 | 10.900,- | c |
| D 1 | 337,- | b |
| D 2 | 714,- | b |
| HC 1 | 457,- | a |
| HC 2 | 145,- | a |
| HC 3 | 327,- | a |
| HC 4 | 509,- | a |
| HC 5 | 642,- | a |
| HC 6 | 893,- | a |
| H 1 | 9.500,- | c |
| H 2 | 101,- | a |
| H 3 | 236,- | a |
| H 4 | 490,- | a |
| H 5 | 490,- | a |
| H 6 | 92,- | a |
| H 7 | 120,- | a |
| H 8 | 278,- | a |
| H 9 | 403,- | a |
| H 10 | 62,- | a |
| H 11 | 424,- | a |
| H 12 | 52,- | a |
| H 13 | 164,- | a |
| H 14 | 51,- | a |

| Apparaat | Prijs (f) (x 1000) | Bron |
|-------------------------|---------------------------|------|
| RB 1 | 953,- | a |
| RB 2 | 114,- | a |
| RB 3 | 441,- | a |
| LC 1 | 33,20 | b |
| LC 2 | 204,- | b |
| LC 3 | 107,10 | b |
| LC 4 | 114,80 | b |
| LC 5 | 637,50 | b |
| LC 6 | 102,- | b |
| LC 7 | 221,90 | b |
| LC 8 | 244,80 | b |
| LC 9 | 191,30 | b |
| V 1 | 400,- | c |
| V 2 | 95,- | c |
| V 3 | 736,- | c |
| V 4 | 736,- | c |
| V 5 | 486,- | c |
| V 6 | 2.600,- | c |
| V 7 | 70,- | c |
| TB 1, C 1, C 2 | 13.000,- | c |
| TB 2 | 6.000,- | c |
| TB 3 | 300,- | c |
| TB 4 | 400,- | c |
| V 8 | 15,- | c |
| V 9 | 19,- | c |
| O ₂ -fabriek | 40.000,- | c |

- Bron : - a : Webci prijzenboekje 1984 (lit. 14)
 - b : Chem. Eng. april 1982, Current costs of
 process equipment. (lit. 13)
 - c : Elders ingewonnen informatie

Tabel IV.1.

4.2. Methode van Guthrie

Voor de Guthrie methode moet van alle apparaten een totaal factor (F_t) berekend worden. Deze staan voor de verschillende apparaten in tabel IV.2. Deze factor wordt vermenigvuldigd met de apparaatkosten waaruit de werkelijke kosten voor de gehele installatie volgen. Al deze werkelijke kosten opgeteld geven de investering. Voor de eerste reformer en de zuurstoffabriek hoeven geen factoren berekend te worden. De prijzen daarvan zijn al als werkelijke kosten opgegeven. Voor de eerste reformer bedraagt dit 200 miljoen gulden en voor de zuurstoffabriek 40 miljoen gulden.

De prijzen van de compressors en de turbine zitten bij elkaar daar dit apparaat als één geheel geleverd wordt.

De totale investering wordt de som van alle werkelijke kosten :
f 511,86 miljoen.

Tabel IV.2. Guthrie factoren

| apparaat | F_t |
|-------------------------|-------|
| expander | 3,87 |
| pomp | 3,89 |
| 2 ^e reformer | 2,53 |
| reactor | 4,91 |
| destillatiekolom | 4,91 |
| warmtewisselaar | 3,74 |
| luchtkoeler | 2,56 |
| vat (flash, separator) | 4,91 |
| vat (opslag) | 3,60 |
| turbine (+ compressor) | 3,89 |

5. Investerings voor de Lurgi fabriek

In tabel IV.3. zijn de basiskostprijzen vermeld van de diverse apparaten. Deze basiskostprijzen moeten met een factor vermenigvuldigd worden om de werkelijke kostprijzen te bepalen.

Het fornuis is hierop een uitzondering, aangezien hiervan de werkelijke kostprijs in de tabel staat gegeven.

5.1 De methode van Lang

De totale basiskostprijzen bedragen: f 78.375.470,-

De Langfactor die voor gas/vloeistof geldt: 4,74

De werkelijke kostprijs bedraagt: f 371.499.728

De werkelijke kostprijs voor het fornuis bedraagt: f 200.000.000

De totale investering: f 571.499.728

5.2. De methode van Guthrie

De werkelijke investering voor de fabriek gebaseerd op het Lurgi-proces bedraagt : f 452.621.200,-

In tabel IV.4. zijn de basiskostprijzen en de F_t -factoren gegeven. In deze tabel staat de "e" onder "Bron" voor "elders verkregen".

Tabel IV.3.

| Apparaat | Prijs (f) (x 1000) | Bron |
|----------|-----------------------|------|
| TB1-C1 | 20000,- | c |
| TB2-C2 | 3000,- | c |
| TB3-G | 2350,- | c |
| E-C3 | 1973,- | c |
| SK1 | 2300,- | b |
| SK2 | 200,- | b |
| SK3 | 382,5 | b |
| SK4 | 382,5 | b |
| R | 9370,- | a,b |
| OT1 | 14,025 | b |
| OT2 | 14,025 | b |
| CD1 | 15,- | b |
| CD2 | 19,- | b |
| SD | 400,- | b |
| BV | 125,- | b |
| VG1 | 140,- | b |
| VG2 | 80,- | b |
| VG3 | 65,- | b |
| VG4 | 100,- | b |
| FL1 | 120,- | b |
| FL2 | 60,- | b |
| P1 | 3479,16 | c |
| P2 | 106,65 | a |
| P3 | 216,- | a |
| P4 | 656,964 | a |
| P5 | 92,288 | a |
| P6 | 101,436 | c |
| P7 | 120,278 | a |
| P8 | 130,421 | a |
| P9 | 61,62 | c |
| P10 | 130,421 | a |
| F | 200000,- | c |

| Apparaat | Prijs(f) (x 1000) | Bron |
|----------|----------------------|------|
| W1 | 488,661 | b |
| W2 | 10000,- | c |
| W3 | 542,866 | a |
| W4 | 199,328 | a |
| W5 | 4992,713 | a |
| W6 | 366,350 | a |
| W7 | 767,826 | a |
| W8 | 261,568 | b |
| W9 | 24,05 | b |
| W10 | 1728,167 | b |
| W11 | 53,3 | b |
| W12 | 31,176 | b |
| W13 | 260,699 | b |
| W14 | 52,428 | b |
| W15 | 2,761 | b |
| W16 | 3810,643 | a |
| W17 | 587,937 | a |
| W18 | 38,341 | a |
| W19 | 2620,187 | a |
| W20 | 598,085 | a |
| W21 | 20,348 | a |
| W22 | 19,167 | b |
| W23 | 234,740 | a |
| W24 | 1312,720 | a |
| W25 | 84,333 | b |
| W26 | 179,117 | a |
| W27 | 586,824 | b |
| W28 | 31,765 | b |
| W29 | 44,109 | b |
| W30 | 206,556 | b |
| W31 | 988,038 | b |
| W32 | 23,877 | b |
| W33 | 11,502 | b |

Bron: a: Webci prijzenboek 1984 (Lit. 14)

b: Chem. Eng. april 1982, Current Cost of process equipment. (Lit. 13)

c: Elders ingewonnen informatie

Tabel IV.4.

| Apparaat | F _t | App.kosten(f) (x 1000) | Werkelijke(f) kosten (x 1000) | Bron |
|----------|----------------|---------------------------|-------------------------------------|---------|
| TB1-C1 | 3,20 | 20000,- | 64000,- | e |
| TB2-C2 | 3,20 | 3000,- | 9600,- | e |
| Tb3-G | 3,20 | 2350,- | 7520,- | e |
| E-C3 | 3,20 | 1973,- | 6313,6 | e |
| SK1 | 4,89 | 2300,- | 11247,- | 13 |
| SK2 | 4,89 | 200,- | 978,- | 13 |
| SK3 | 4,89 | 382,5 | 1870,4 | 13 |
| SK4 | 4,89 | 382,5 | 1870,4 | 13 |
| R | 2,52 | 9370,- | 23612,4 | 14,13,e |
| OT1 | 3,60 | 14,03 | 50,5 | 13 |
| OT2 | 3,60 | 14,03 | 50,5 | 13 |
| CD1 | 2,57 | 15,- | 38,6 | 13 |
| CD2 | 2,57 | 19,- | 48,8 | 13 |
| SD | 3,60 | 400,- | 1440,0 | 13 |
| BV | 3,60 | 125,- | 450,0 | 13 |
| VG1 | 4,87 | 140,- | 681,8 | e |
| VG2 | 4,87 | 80,- | 389,6 | e |
| VG3 | 4,87 | 65,- | 316,6 | e |
| VG4 | 4,87 | 100,- | 487,0 | e |
| FL1 | 4,88 | 120,- | 585,6 | 13 |
| FL2 | 4,88 | 60,- | 292,8 | 13 |
| P1 | 3,90 | 734,- | 2862,6 | 14 |
| P2 | 3,90 | 22,5 | 87,8 | 14 |
| P3 | 3,90 | 45,6 | 177,8 | 14 |
| P4 | 3,90 | 138,6 | 540,5 | 14 |
| P5 | 3,90 | 19,5 | 75,9 | 14 |
| P6 | 3,90 | 21,4 | 83,5 | 14 |
| P7 | 3,90 | 25,4 | 99,0 | 14 |
| P8 | 3,90 | 27,5 | 107,3 | 14 |
| P9 | 3,90 | 13,- | 50,7 | 14 |
| P10 | 3,90 | 27,5 | 107,3 | 14 |
| F | - | - | 200000,0 | e |

vervolg

| Apparaat | F _t | App.kosten(f) (x 1000) | Werkelijke(f) kosten (x 1000) | Bron |
|----------|----------------|---------------------------|-------------------------------------|------|
| W1 | 3,74 | 488,7 | 1827,7 | 14 |
| W2 | 3,74 | 10000,0 | 37400,0 | e |
| W3 | 3,74 | 542,9 | 2030,4 | 13 |
| W4 | 3,74 | 199,3 | 745,4 | 13 |
| W5 | 3,74 | 4992,7 | 18672,7 | 13 |
| W6 | 3,74 | 366,4 | 1370,3 | 13 |
| W7 | 3,74 | 767,8 | 2871,6 | 13 |
| W8 | 3,74 | 261,6 | 987,4 | 14 |
| W9 | 3,74 | 24,1 | 90,1 | 14 |
| W10 | 3,74 | 1728,2 | 6463,5 | 14 |
| W11 | 3,74 | 53,3 | 199,3 | 14 |
| W12 | 3,74 | 31,2 | 116,7 | 14 |
| W13 | 3,74 | 260,7 | 975,0 | 14 |
| W14 | 3,74 | 52,4 | 196,0 | 14 |
| W15 | 3,74 | 2,8 | 10,5 | 14 |
| W16 | 3,74 | 3810,6 | 14251,6 | 13 |
| W17 | 3,74 | 587,9 | 2198,7 | 14 |
| W18 | 3,74 | 38,3 | 143,2 | 13 |
| W19 | 3,74 | 2620,2 | 9799,5 | 13 |
| W20 | 3,74 | 598,1 | 2236,9 | 13 |
| W21 | 3,74 | 20,3 | 75,9 | 13 |
| W22 | 3,74 | 19,2 | 71,8 | 14 |
| W23 | 3,74 | 234,7 | 877,8 | 13 |
| W24 | 3,74 | 1312,7 | 4909,5 | 13 |
| W25 | 3,74 | 84,3 | 315,3 | 14 |
| W26 | 3,74 | 179,1 | 669,8 | 13 |
| W27 | 3,74 | 586,8 | 2194,6 | 14 |
| W28 | 3,74 | 31,8 | 118,9 | 14 |
| W29 | 3,74 | 44,1 | 164,9 | 14 |
| W30 | 3,74 | 206,6 | 772,7 | 14 |
| W31 | 3,74 | 988,0 | 3695,1 | 14 |
| W32 | 3,74 | 23,9 | 89,4 | 14 |
| W33 | 3,74 | 11,5 | 43,0 | 14 |

V . SYNTHESE GAS SAMENSTELLING EN ENERGIE VERBRUIK

1 INLEIDING

In het kader van de nabeschuiving van het ontwerp van een methanol-fabriek met ICI reactor, wordt er gekeken naar de verandering van het energieverbruik bij verschillende synthesegas samenstellingen.

2 MODEL EN THEORIE

Het model dat gebruikt wordt staat getekend in figuur 1. Het synthese gas uit de reformers heeft een samenstelling met een bepaalde R_1 -waarde ($R = (H_2 - CO_2) / (CO + CO_2)$). Na het mengen met recycle gas verandert deze waarde doordat de samenstelling van het recycle gas procentueel meer CO_2 bevat. De samenstelling wordt nu gegeven door de R_2 -waarde. Met die samenstelling gaat het synthese gas de reactor in waar de CO conversie 25% is en de CO_2 conversie 2,5% is. Vervolgens wordt in een gas-vloeistof scheider het gas van de methanol gescheiden en gerecycled. Een gedeelte van het recycle gas wordt gespuid. De hoeveelheid spui is afhankelijk van het CO_2 of inert gehalte van het recycle gas. Daar het CO_2 gehalte sneller oploopt dan het inert gehalte wordt gespuid op een bepaalde CO_2 concentratie. Het blijkt dat CO_2 bij hoge concentraties remmend werkt op de synthese. Er wordt gekozen voor een 10% CO_2 concentratie in het gas voor de reactor. Dit bleek de optimale waarde bij goede conversies in de synthese reactor.

Van AKZO hadden we de opdracht gekregen om de reformers synthese gas te maken met een R-waarde van ongeveer 2,05. Dit bleek niet haalbaar vanwege de maximum temperatuur in de tweede reformer (1100 °C). Onze synthese gas samenstelling heeft een minimale waarde van 2,07. Verder werd synthese gas met hogere R-waardes gebruikt (Tabel 2).

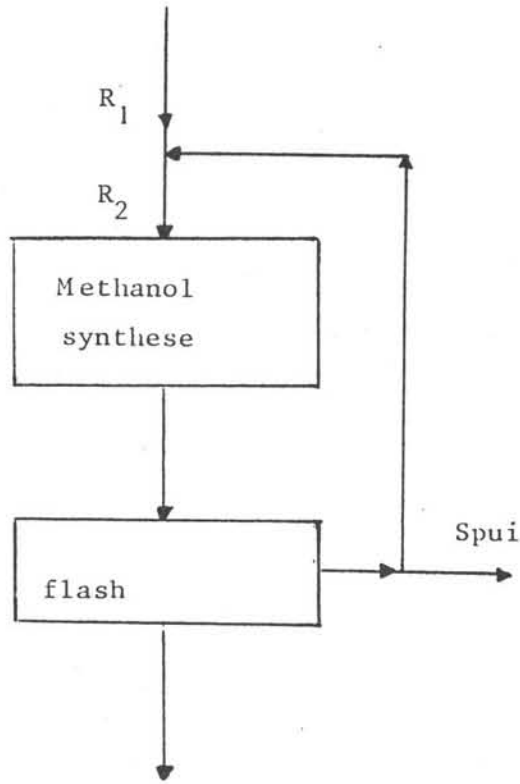
Na het mengen met recycle gas wordt de R-waarde groter. Bij de synthese wordt de samenstelling met een R-waarde van 2,19 gebruikt (Tabel 1). Deze R_2 -waarde wordt verkregen door het afregelen van de spui.

Bij de verschillende synthese gas samenstellingen werd het overall energie verbruik berekend (Tabel 2). Hierbij werd er weer vanuit gegaan dat de spui in electriciteit kan worden omgezet met een turbine rendement van 80% en een generator rendement van 92%. Het overall rendement werd uitgezet tegen de R_1 -waarde van het synthese gas (figuur 2).

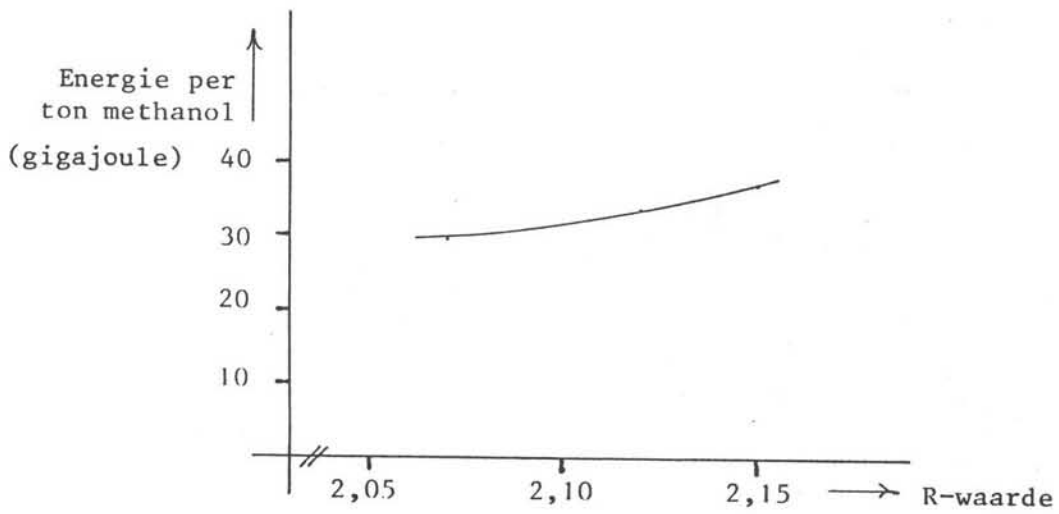
3 CONCLUSIES

Uit de resultaten blijkt dat een stijging van de R-waarde van het synthese gas leidt tot een hoger energie verbruik.

De berekeningen tonen dat een stijging van de R-waarde van het synthese gas een stijging van het CO_2 gehalte en het H_2 gehalte en een daling van het CO gehalte inhoudt (Shift reactie). Een hogere R-waarde heeft dus een stijging van het CO_2 gehalte in het recycle gas ten gevolge. Om het CO_2 gehalte in het recycle gas op het juiste niveau te houden moet er meer gespuid worden.



figuur 1 Model



figuur 2 : relatie tussen de R-waarde van het synthese gas en het overall energie verbruik.

| | |
|-----------------------|---------|
| CO ₂ | 10,11 % |
| CO | 17,19 % |
| H ₂ | 69,87 % |
| Inert | 2,75 % |
| Water + methanol | 0,08 % |
| Conv. CO | 0,24675 |
| Conv. CO ₂ | 0,02542 |
| R - Waarde | 2,19 |

Tabel 1 Synthesegas samenstelling voor de reactor

| | synthese gas R=2,07 | synthese gas R=2,12 | synthese gas R=2,15 |
|--|------------------------|------------------------|------------------------|
| samenstelling (%) | | | |
| CO ₂ | 6,40 | 7,25 | 7,90 |
| CO | 23,51 | 21,90 | 20,60 |
| H ₂ | 68,60 | 68,96 | 69,29 |
| Inert | 1,28 | 1,70 | 1,19 |
| Spui (%) | 47 | 60 | 70 |
| Spui (Kmol/hr) | 8387,28 | 14837,15 | 23315,27 |
| Spui voor verbranding (Kmol/hr) | 4361,38 | 5983,88 | 7964,82 |
| Spui over (Kmol/hr) | 4025,90 | 8853,27 | 15350,45 |
| (MW) | 221,87 | 487,91 | 845,97 |
| Aardgas verbruik (Kmol/hr) | 5019,52 | 6886,86 | 9166,73 |
| (MW) | 1003,68 | 1377,02 | 1832,88 |
| Aardgas verbruik per ton methanol (Gigajoule) | 37,63 | 51,63 | 68,73 |
| Energie verbruik per ton methanol (Gigajoule) | 29,31 | 33,34 | 37,01 |

Tabel 2 Resultaten bij verandering van de R - waarde van het synthesegas.

VI. CONCLUSIES

In de tabel VI.1. zijn de uiteindelijke resultaten weergegeven zowel voor het ICI- als het Lurgi synthese proces, voor alle gebruikte economische evaluatie methoden. Uit deze tabel blijkt dat volgens de verschillende methoden steeds de investeringen voor het Lurgi synthese proces het goedkoopste zijn.

Uit de bij de methoden van Holmes en Taylor uitgevoerde gevoeligheidsanalyse, blijkt een grote gevoeligheid voor variaties in de productprijs. De invloed van de bouwtijd bij deze methoden blijkt gering.

Met behulp van Holmes en Taylor is ook de verkoopprijs van de methanol bepaald. Volgens beide methoden levert de ICI-reactor de goedkoopste methanol (tabel VI.2.).

Ook is gebleken dat de stijging van de R-waarde, dit is tevens de stijging van het CO₂-gehalte in het synthese gas, een hoger energieverbruik tot gevolg heeft.

| | Metanolfabriek met ICI reactor (mln gulden) | Metanolfabriek met Lurgi reactor (mln gulden) |
|-----------|---|---|
| Holmes | 472 | 367 |
| Taylor | 330 | 298 |
| Guthrie | 512 | 453 |
| Lang | 576 | 571 |
| gemiddeld | 472,5 | 422,3 |
| S_x | 104,2 | 117,7 |

TABEL VI.1. Investeringskosten

| | Methanolfabriek met ICI reactor (gulden per ton methanol) | Methanolfabriek met Lurgi reactor (gulden per ton methanol) |
|-----------|---|---|
| Holmes | 743 | 819 |
| Taylor | 582 | 648 |
| gemiddeld | 662,5 | 733,5 |
| S_x | 113,8 | 120,9 |

TABEL VI.2. Verkoopprijs

LITERATUUR

1. M.J. Holmes, A.E.S. Wills, A quick method of estimating preliminary capital, Transactions of the 7th Int. Cost Eng. Congress.
2. Chemical Process Engineer, 51 , augustus 1970, 59.
3. Process economics international, vol. 1, 1 , herfst 1977, 12
4. VNCI jaarrede, 13 juni 1980.
5. A.G. Montfoort, De Chemische Fabriek, collegediktaat, TH Delft, 1980.
6. R.U. Perry, Perry's Chemical Engineers Handbook, 6th Ed., 1985.
7. J.H. Taylor, The process step method for making quick capital estimates, experience in use, 1977.
8. J.M. Coulson, J.F. Richardson, R.K. Sinnott, Chemical Engineering, 6 , 1954.
9. H.J. Lang, Chem. Eng., 54 (sept. 1947), 130.
10. H.J. Lang, Chem. Eng., 55 (juni 1948), 112.
11. H.J. Lang, Chem. Eng., 54 (oktober 1947), 117.
12. K.M. Guthrie, Process plant estimation, evaluation and control, California, 1970.
13. R.S. Hall e.a., Current Costs of Proc. equipment, Chem. Eng., april 1982.
14. WEBCI prijzenboekje, 1984.