

# Een vergelijking van verschillende „step counting” kostenbegrotingstechnieken voor chemische fabrieken<sup>1</sup>

1.	Inleiding	G3510- 3
2.	Originele modellen	G3510- 3
2.1.	Zevnik-Buchanan	G3510- 3
2.2.	Wilson	G3510- 4
2.3.	Taylor	G3510- 4
2.4.	Viola	G3510- 6
3.	Omwerking van de modellen	G3510- 7
3.1.	Zevnik-Buchanan	G3510- 8
3.2.	Wilson	G3510- 8
3.3.	Taylor	G3510- 9
3.4.	Viola	G3510-10
3.5.	De Lang-factor	G3510-11
4.	Vergelijking van de modellen	G3510-12
5.	Conclusie	G3510-14
6.	Literatuur	G3510-15

1. Tijdens het in oktober 1982 in Londen gehouden 7e Internationale Cost Engineering Congres heeft prof.ir. A. G. Montfoort, hoogleraar aan de TH Delft en vice-voorzitter van de Nederlandse Stichting voor Kostentechniek (DACE), een voordracht gehouden met als titel „Een vergelijking van verschillende „step counting” kostenbegrotingstechnieken voor chemische fabrieken”. De ondertitel luidde: Een analyse van de welbekende kostenbegrotingstechnieken van Zevnik-Buchanan, Wilson, Taylor en de onlangs gepubliceerde methode van Viola toont hun gemeenschappelijke basis aan en de onderscheiden beperkingen bij de toepassing ervan.



## 1. Inleiding

Een techniek om snel een investering te kunnen begroten gebaseerd op de „step counting” methode, werd in 1956 door Hill voorgesteld [1].

Deze gedachtengang vond op uitgebreide schaal toepassing met verschillende interpretaties van het begrip „step”, zoals functionele eenheden, de hoofdapparatuur en kenmerkende of voornaamste processtappen.

In het algemeen worden de gemiddelde kosten van een stap vermenigvuldigd met het aantal, met een schaalfactor, een complexheidsfactor en een kostenindex. De schaalfactor, meestal de traditionele 0,6e macht van de capaciteit, houdt rekening met de kostenbesparing ten gevolge van de schaalvergroting. De complexheidsfactor neemt de constructiematerialen en de operationele omstandigheden in beschouwing en met behulp van de kostenindex kunnen de kapitaalkosten tot een gewenst tijdstip worden herleid.

De modellen van Zevnik-Buchanan, Wilson, Taylor en Viola zullen worden omgewerkt om een basis van vergelijking te krijgen.

Als gemeenschappelijke tijd-geld basis is gekozen voor 1970 en het Britse pond sterling, zonder locatiefactoren in beschouwing te nemen.

## 2. Originele modellen

### 2.1. Zevnik-Buchanan [2]

$$I = N * CPF * ENR/300,$$

waarbij I = investering in dollars voor een vloeistofproces voor „battery limits”, N = het aantal functionele eenheden, CPF = de kosten per functionele eenheid, ENR = de Engineering News Record index voor constructiekosten (1939 = 100).

De CPF is een functie van twee variabelen: procescapaciteit (productie) en complexiteit.

De investeringscapaciteit-correlatie volgt de 0,6e regel boven de  $10^6$  lbs/jaar; daaronder wordt een schaalfactor van 0,5 toegepast.

De proces-complexiteit wordt als volgt verkregen:

$$CF = 2 * 10^{(f_i + f_p + f_m)},$$

**G3510-4** Een vergelijking van verschillende „step counting” kostenbegrotingstechnieken voor chemische fabrieken

waarbij  $CF$  = complexheid-factor,  $f_t$  = temperatuurfactor,  $f_p$  = drukfactor,  $f_m$  = materiaalfactor.

De term functionele eenheid slaat op alle apparaten nodig om een op zichzelf staande belangrijke procesfunctie te vervullen. Een destillatiekolom bijvoorbeeld, met de daarbij behorende pompen, reboiler, refluxkoeler, pijpen en instrumentatie, wordt als een functionele eenheid beschouwd.

*2.2. Wilson [3]*

$$I = f * n * AUC * f_t * f_p * f_m * EPE/100,$$

waarbij  $I$  = investering in ponden sterling voor „battery limits”,  $f$  = investeringsfactor (fig. 1),  $n$  = het aantal belangrijkste apparaten,  $AUC$  = gemiddelde kosten per apparaat,  $f_t$  = temperatuurfactor (fig. 2),  $f_p$  = drukfactor (fig. 3),  $f_m$  = materiaalfactor (tabel 1),  $EPE$  = de kostenindex voor fabrieken volgens „Engineering and Process Economics” (1970 = 100).

De voornaamste apparaten omvatten reactievaten, kolommen, warmtewisselaars, blowers, compressoren, apparaten voor „unit operations”, etc. Pompen worden buiten beschouwing gelaten. In geval van een verscheidenheid van operationele omstandigheden en constructiematerialen, worden voor de bepaling van de desbetreffende factoren gemiddelde waarden gebruikt.

*2.3. Taylor [4]*

$$I = 45 * CL * P^{0,39} * EPE/300,$$

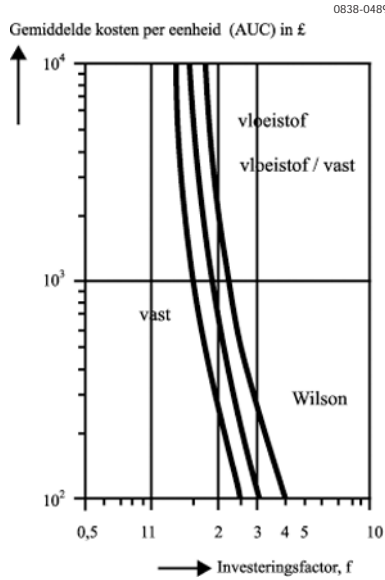
waarbij  $I$  = de investering in 1000 ponden sterling voor de „battery limits”,  $CL$  = de costliness-index,  $P$  = capaciteit in kt/jaar,  $EPE$  = de kostenindex voor fabrieken volgens „Engineering and process Economics” (1970 = 100).

De  $CL$ -index, welke een unieke functie is voor een bepaald proces, wordt bepaald door:

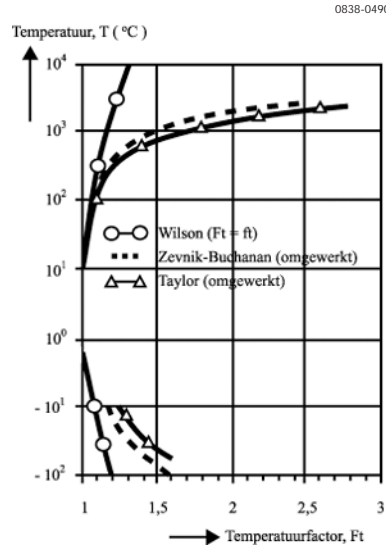
$$CL = \sum_{i=1}^N 1,3S_i$$

waarbij  $N$  = aantal belangrijkste processtappen.  
waarbij  $S_i$  = de complexheid-score voor stap  $i$  [4].

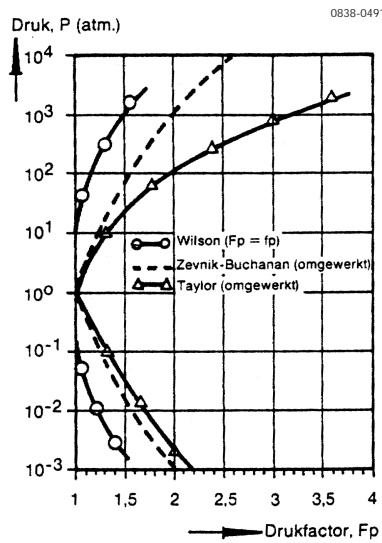
Een vergelijking van verschillende „step counting” **G3510-5**  
kostenbegrotingstechnieken voor chemische fabrieken



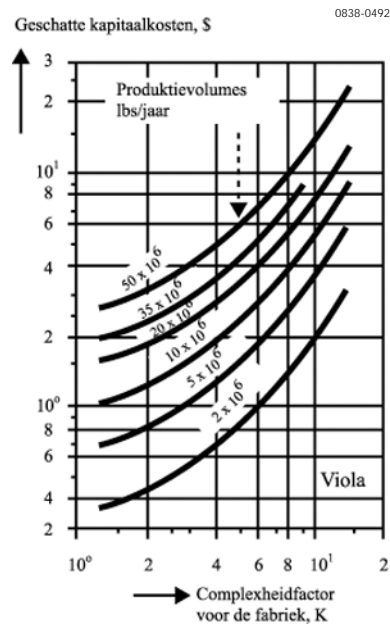
Figuur 1. Investeringfactoren f.



Figuur 2. Temperatuurfactor-curven voor Wilson, Zevnik-Buchanan en Taylor.



Figuur 3. Drukfactor-curven voor Wilson, Zevnik-Buchanan en Taylor.



Figuur 4. Geschatte kosten van de fabriek uit K waarde en productievolumen.

**G3510-6** Een vergelijking van verschillende „step counting” kostenbegrotingstechnieken voor chemische fabrieken

De complexheid-score voor elke processtap hangt af van de doorzet, opslag, constructiematerialen, reactietijd, temperatuur, druk en meerdere stromen. De belangrijke processtappen zijn niet precies gelijk aan functionele eenheden, maar het verschil met de andere modellen schijnt voornamelijk daarin te liggen dat er met de opslag en het transport ook rekening wordt gehouden.

Constructiemateriaal	Zevnik-Buchanan <sup>1</sup>	Wilson	Taylor <sup>1</sup>
Koolstofstaal	1,0	1,0	
Gietstaal	1,0	1,11	1,0
Aluminium	1,26	1,07	
Brons	1,26	1,05	1,30
Monel	1,58	1,64	1,70
Nikkel	1,58	1,71	1,70
Roestvaststaal	1,58	1,50	1,30
Hastelloy	2,0	1,53	2,20
Edele metalen	2,51	2,0	2,90

<sup>1</sup> Omgewerkt. Voor Wilson  $F_m = f_m$

Tabel 1. Constructiemateriaal-factor  $F_m$

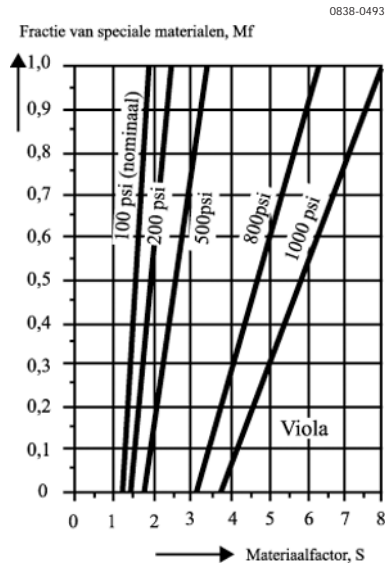
#### 2.4. Viola [5]

Viola heeft een grafische correlatie vastgelegd tussen kapitaalkosten en productiecapaciteit met een complexheid-factor K als variabele, gegeven door (fig. 4).

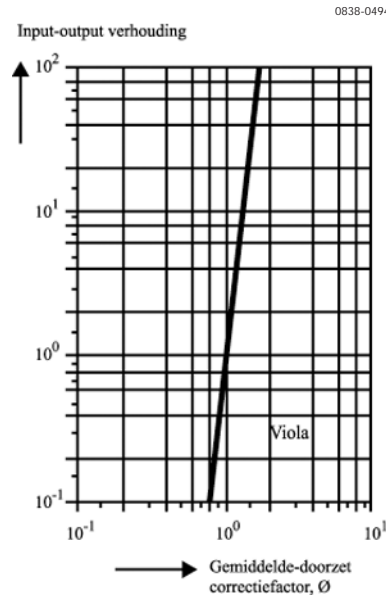
$$K = N * S * \emptyset,$$

waarbij K = complexheid-factor voor „vloeistof”-fabrieken, N = het aantal voornaamste stappen in de procesvoering, S = correlatiefactor voor drukniveau en constructiematerialen (fig. 5) en  $\emptyset$  = gemiddelde doorzet-correctiefactor (fig. 6).

N is niet afhankelijk van afzonderlijke apparaten, maar veeleer van geïdentificeerde blokken van apparaten, aangeduid als voornaamste processtappen. Omdat de capaciteit van de fabriek geen goede maatstaf is voor de kapitaalkosten, wordt voor de doorzet een gemiddelde correctiefactor toegevoegd. De curven in figuur 5 zijn getrokken uitgaande van koolstofstaal als basis-constructiemateriaal en 304-roestvaststaal als het speciale constructiemateriaal. Voor andere constructiematerialen moeten afwijkende curven worden getrokken.



Figuur 5. Materiaalfactor-grafiek met type 3,05 rvs als speciale materiaal.



Figuur 6. Input-output verhouding levert de doorzet-correctiefactor op.

Voor een veelheid van constructiematerialen en operationele omstandigheden moet voor de voornaamste processtappen een gewogen gemiddelde waarde van S worden bepaald.

### 3. Omwerking van de modellen

De besproken modellen worden omgewerkt tot het navolgende algemene model:

$$I = A * N * P^m * COF * CI,$$

waarbij I = „battery limits”-kosten voor vloeistofprocessen, k \$ voor 1970, A = kosten per geïnstalleerde stap – later gesplitst in een installeringsfactor (een Lang-factor) en de kosten per ongeïnstalleerde stap –, N = aantal stappen of functionele eenheden, P = capaciteit van de fabriek, kt/jaar, (P > 5 kt/jaar), m = schaalfactor, COF = correctiefactor voor temperatuur (F<sub>t</sub>), druk (F<sub>p</sub>) en constructiemateriaal (F<sub>m</sub>); COF = F<sub>t</sub> \* F<sub>p</sub> \* F<sub>m</sub>. De waarden van F<sub>t</sub>, F<sub>p</sub> en F<sub>m</sub> worden berekend uit de oorspronkelijke bronnen, zoals later wordt aangegeven, CI = kostenindex voor installaties (1970 = 100).

**G3510-8** Een vergelijking van verschillende „step counting” kostenbegrotingstechnieken voor chemische fabrieken

### 3.1. Zevnik-Buchanan

Uit het model kan een correlatie worden afgeleid tussen de productiecapaciteit en de kosten van een functionele eenheid als functie van de complexiteit-factor, welke als volgt kan worden herschreven:

$$\begin{aligned} \text{CF} &= 2 * 10^{(f_t+f_p+f_m)} = 2 * (F_t * F_p * F_m) \\ &= 2 * \text{COF}. \end{aligned}$$

De gewijzigde factoren voor temperatuur, druk en constructiemateriaal kunnen worden gevonden in figuur 2 en 3 en in tabel 1.

Door „updating” naar 1970 met behulp van de CE kostenindex voor fabrieken (welke geacht wordt realistischer te zijn dan de ENR-index) en uit te gaan van de koers in 1970 van 1 \$ = 0,42 \$, resulteert dat in:

$$I = 10,9 * N * P^{0,6} * \text{COF} * \text{CI},$$

P = fabriekscapaciteit, maar in vele gevallen verschillen de processtromen in de verschillende stappen nogal in volume.

Daarenboven kunnen in één proces een veelheid aan materialen en operationele omstandigheden worden aangetroffen. De nauwkeurigheid van het Zevnik-Buchanan-model kan worden vergroot op de wijze als voorgesteld door Jansen in 1967 [6], door vervanging van

$$N * P^{0,6} * \text{COF} \text{ door } \text{COF} * \sum_{i=1}^N (R_i * P)^{0,6},$$

hetgeen benaderd kan worden door

$$\text{COF} * P^{0,6} * R^{0,6} * N * (1+d_z),$$

waarbij i = functionele eenheid,  $R_i = P_i/P$  = relatieve doorzet van i, R = gemiddelde relatieve doorzet van de functionele eenheden, COF = gewogen gemiddelde correctiefactor,  $d_z = 0,12 * (\sigma/R)^2$ ,  $d_z \ll 1$ ,  $\sigma$  = standaardafwijking. Het verbeterde Zevnik-Buchanan-model wordt dan:

$$I = 10,9 * (1+d_z) * N * R^{0,6} * P^{0,6} * \text{COF} * \text{CI}.$$

### 3.2. Wilson

De gemiddelde kosten per eenheid van de voornaamste apparaten worden weergegeven door:



$$AUC = 21 * P^{0.675}, \text{ pond sterling 1971 [3],}$$

waarbij P = gemiddelde doorzet van de voornaamste apparaten, t/jaar; EPE = 113 (1970 = 100).

Het aantal voornaamste apparaten in een functionele eenheid is volgens Wilson en onderzoek door het Laboratorium voor Chemische Technologie in Delft, ongeveer drie. Ter vergelijking kan n worden vervangen door:

$$n = 3 * N * (1+d_w),$$

waarbij

$$d_w = (n - 3 * N) / (3 * N).$$

De investeringsfactor voor een vloeistofproces met een capaciteit groter dan 5 kt/jaar is gelijk aan 1,8. De factoren voor temperatuur, druk en constructiemateriaal zijn in de oorspronkelijke bron reeds aangeduid door hun gemiddelde waarden. Dientengevolge wordt het aangepaste model:

$$I = 10,6 * (1+d_w) * N * R^{0.675} * P^{0.675} * COF * CI.$$

### 3.3. Taylor

De correlatie kan als volgt worden herschreven:

$$I = 15 * CL * P^{0.39} * CI,$$

waarbij

$$CL = \sum_{i=1}^N 1,3 (S_R + S_r + S_{\emptyset} + S_{MS} + S_m + S_t + S_p + S_s)^i$$

N = aantal processtappen, S = score [4], R = relatieve doorzet, r = reactietijd (uren),  $\emptyset$  = opslagtijd (weken), MS = meervoudige apparatuur, m = constructiemateriaal, t = temperatuur (°C), p = druk (atm.), s = speciale problemen.

Uit de complexheid-score tabel [4] kan worden geconcludeerd dat:

$$\begin{aligned} S_R &= 1,895 * \ln R \\ S_r &= 1,895 * \ln (r/3); r \geq 3 \text{ uur} \\ S_{\emptyset} &= 1,895 * \ln \emptyset; \emptyset \geq 1 \text{ week} \\ S_{MS} &= 1,895 * \ln MS. \end{aligned}$$

**G3510-10** Een vergelijking van verschillende „step counting” kostenbegrotingstechnieken voor chemische fabrieken

Verder kan worden gesteld dat:

$$\begin{aligned} 1,3S_m &= FM \text{ (tabel 1)} \\ 1,3S_p &= F_p \text{ (fig. 3)} \\ 1,3S_t &= F_t \text{ (fig. 2)} \\ 1,3S_s &= F_s^{0,5}. \end{aligned}$$

Vervanging in de voorgaande correlatie resulteert in:

$$CL = \sum_{i=1}^N [COF * F_s^{0,5} * 1,3^{\ln(R * r/3 * \emptyset * MS)^{1,895}}] i,$$

dus:

$$CL = COF * \sum_{i=1}^N (F * R)_i^{0,5} \quad \text{waarbij: } F = F_s * r/3 * \emptyset * MS.$$

Zoals eerder gedaan, kan  $(F * R)^{0,5} * N * (1+d_t)$  worden

$$\text{vervangen door: } \sum_{i=1}^N (F * R)_i^{0,5}.$$

Evenals in het geval van  $d_z$  en  $d_w$ , zal  $d_t$  klein zijn in vergelijking met 1. Het model kan als volgt worden herschreven:

$$I = 15 * (1+d_t) * N * (F * R)^{0,5} * P^{0,39} * COF * CI.$$

### 3.4. Viola

Uit figuur 4 concluderen we:

$$I = 52 * (K^{1,5} * P^{0,6+5}) \quad \begin{array}{l} \text{k\$ (1980)} \\ \text{P in Mlbs/jaar.} \end{array}$$

Uit de definitie van K en figuur 6 stellen wij het volgende vast:

$$\begin{aligned} K &= N * S * (I_p/O_p)^{0,1} * N^{-0,1} \\ K^{1,5} &= N * [S^{1,5} * N^{0,35} * (I_p/O_p)^{0,15}] \\ &= N * f_c * F_v, \end{aligned}$$

waarbij:

$$\begin{aligned} f_c &= S^{1,5}, \text{ correctiefactor voor druk en materiaal} \\ F_v &= N^{0,35} * (I_p/O_p)^{0,15} \\ I_p &= \text{input} \\ O_p &= \text{output.} \end{aligned}$$

In aanmerking nemende dat de investering moet worden geïndexeerd, wordt het omgewerkte model:

$$I = 10,6 * (N * F_v * p^{0,6} * f_c + 5) * CI.$$

De eenheidsinvestering, onafhankelijk van de capaciteit van de fabriek, schijnt redelijk. De oorsprong van  $F_v$ , welke meer afhankelijk is van het aantal functionele eenheden dan van de input/output verhoudingen, is minder duidelijk. Het is mogelijk dat meer proceseenheden leiden tot meer recycles en dus tot meer doorzet, maar deze afhankelijkheid in  $F_v$  schijnt nogal hoog.

Anderzijds is de invloed van de input/output verhouding zeer matig. Het lijkt zeer wel mogelijk, dat overeenkomstige resultaten kunnen worden verkregen door  $F_v$  te vervangen door  $R$ . De invloed van  $f_c$  is zichtbaar in figuur 5.

Viola geeft alleen correctiegegevens voor 304-roestvaststaal materiaal.

### 3.5. De Lang-factor

Taylor geeft een verdeling van de investering in een installatie-factor (een Lang-factor) en de kosten van de niet-geïnstalleerde apparaten. Voor  $L$  heeft Taylor gevonden:

$$L = 5,6 * P^{-0,11}.$$

Een overeenkomstig cijfer kan ook worden berekend uit andere bronnen [7, 8] in de Verenigde Staten en de Duitse Bondsrepubliek. Een constante Lang-factor kan in alle andere modellen worden afgesplitst door de nietgeïnstalleerde kosten per stap, bij een fabriekscapaciteit van één kt/jaar, in alle gevallen dezelfde waarden te geven als berekend in het geval van Taylor (2,7 k\$).

Hieruit resulteren voor de omgewerkte modellen:

Zevnik-B.

$$I = 4 * N * P^{0,6} * COF * 2,7 * CI$$

Jansen

$$I = 4 * (1+d_z) * N * R^{0,6} * P^{0,6} * COF * 2,7 * CI$$

Wilson

$$I = 4 * (1+d_w) * N * R^{0,675} * P^{0,675} * COF * 2,7 * CI$$

**G3510-12** Een vergelijking van verschillende „step counting” kostenbegrotingstechnieken voor chemische fabrieken

Taylor

$$I = 5,6 * P^{-0,11} * (1+d_t) * N * (F * R)^{0,5} * P^{0,5} * COF * 2,7 * CI$$

Viola

$$I = 53 * CI = 4 * N * F_v * P^{0,6} * f_c * 2,7 * CI.$$

#### 4. Vergelijking van modellen

*Lang-factor*

Het schijnt nogal verrassend dat wij voor de verschillende modellen vrijwel dezelfde factor hebben gevonden, maar deze is gerelateerd aan de keuze van de capaciteit van de fabriek.

Als gevolg van de afwijkende schaalexponent, zal L verschillend zijn wanneer de capaciteit van de fabriek niet 1 kt/jaar is. Niettemin is het een redelijke waarde in vergelijking met de originele Lang-factor en andere daarna gepubliceerde factoren.

Bij 20 kt/jaar is de Lang-factor van Taylor eveneens 4. Het gebruik van een afnemende Langfactor bij toename van de capaciteit, in principe reeds toegepast door Wilson, wordt door vele auteurs onderschreven.

De betrouwbaarheid van de door Taylor gebruikte gegevens rechtvaardigt het gebruik van die vergelijking. Een correctie voor het soort proces, vloeistof-vast-gas, zoals aangebracht door Wilson en Viola, is slechts mogelijk indien betrouwbare gegevens beschikbaar zijn.

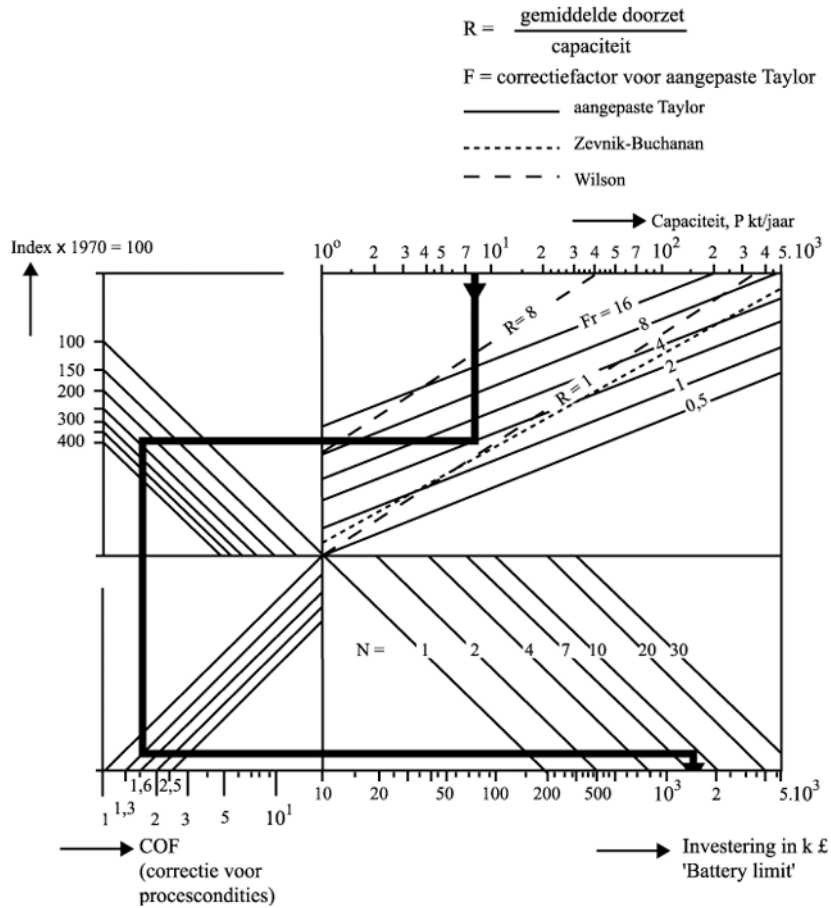
*COF*

Het verschil in waarden voor de modellen kan worden beoordeeld aan de hand van de desbetreffende figuren en modellen.

*(1 + d)*

De invloed van  $d_z$  en  $d_t$  is gering en berekeningen aan verschillende fabrieken en doorzetten toonden aan dat de correctie veel kleiner was dan de nauwkeurigheid van het model.

Deze correctie kan daarom beter achterwege worden gelaten, (in het door Taylor gebruikte voorbeeld,  $d_z = 0,07$  en  $d_t = 0,09$ ).  $d_w$  kan een wat grotere invloed hebben, maar hiermee kan gemakkelijk rekening worden gehouden door in figuur 7 in plaats van N,  $n/3$  te gebruiken.



Figuur 7. Capaciteitsinvesteringsdiagram ( $1\text{£} = \text{f } 8,62$ ).

*N*

Aangezien Taylor *N* als processtappen definieert, zal het aantal groter zijn dan in het geval van Zevnik-Buchanan, voornamelijk door de toevoeging van opslag. Deze toevoeging hangt af van de definitie van „battery limits”. Het grootste probleem blijft het inzicht of een functionele eenheid of processtap afzonderlijk moet worden beschouwd dan wel gerekend moet worden tot een grotere stap of eenheid te behoren. Onze bevindingen zijn dat die keuze het resultaat zeer sterk beïnvloedt en persoonsgebonden is.

**G3510-14** Een vergelijking van verschillende „step counting” kostenbegrotingstechnieken voor chemische fabrieken

*R en F*

Uit figuur 7 blijkt duidelijk dat de methode van Zevnik-Buchanan, zonder R, geen nauwkeurige resultaten kan opleveren. Het effect van R heeft in alle andere methoden, met uitzondering van Viola, hetzelfde gewicht als de capaciteit. F is in vele gevallen dicht bij 1. Het houdt voornamelijk verband met opslag en reacties – doorgaans slechts enkele apparaten in de fabriek – maar er is geen bezwaar tegen het in beschouwing te nemen en waarschijnlijk wordt het resultaat er beter door.

*P*

Een uitgesproken verschil tussen de modellen wordt veroorzaakt door de verschillende schaalfactoren. Het is duidelijk dat de nauwkeurigheid waarop aanspraak wordt gemaakt slechts geldt voor de processen welke worden gebruikt om de modellen te ontwikkelen, maar in algemene zin lijkt deze niet waarschijnlijk.

De schaalfactor van Wilson blijkt te hoog te zijn. Zolang meer betrouwbare gegevens niet beschikbaar zijn, lijkt de marge van 0,5-0,6 toepasbaar. Zoals verscheidene auteurs hebben gesuggereerd, zou een schaalfactor in principe een betere oplossing zijn, maar het blijkt dat de bepaling daarvan, uitgaande van de factoren van de stappen, tijdrovend is terwijl de nauwkeurigheid er niet wezenlijk door vergroot wordt. Een capaciteitsgebonden schaalfactor, niet specifiek voor het proces, zal waarschijnlijk betere resultaten opleveren, maar daarvoor zijn onvoldoende betrouwbare en vergelijkbare gegevens beschikbaar. Een vaste investering, zoals gebruikt door Viola, heeft hetzelfde effect.

## 5. Conclusie

Het Taylor-model is in principe een verbeterd Jansen-model, dat op zich weer een uitbreiding is van het Zevnik-Buchanan-model.

De nauwkeurigheid blijkt niet minder te zijn dan van andere zelfs meer gecompliceerde modellen waarbij de stappen geteld worden en het model blijkt beter te zijn dan de andere in dit artikel genoemde.

De toepassing ervan in gewijzigde vorm is eenvoudig (zie fig. 7). Het gebruik van de voornaamste apparaten in plaats van processtappen (Wilson) is mogelijk, maar waarschijnlijk wordt daardoor geen hogere nauwkeurigheid bereikt. Om een meer betrouwbare schaalfactor te verkrijgen zijn meer gegevens nodig.

Toezending van actuele gegevens wordt door de auteurs op prijs gesteld om het totale beeld te kunnen aanpassen aan de huidige stand van zaken.

## 6. Literatuur

1. Hill, R. D. 1956, *Petroleum Refiner* 35 (8) 106.
2. Zevnik, F. C. and R. L. Buchanan, 1963, *Chem. Eng. Progr.* 59 (2), 70.
3. Wilson, G. T., 1971, *Brit. Chem. Eng. and Proc. Tech.* 16, 931.
4. Taylor, J. H., 1977, *Eng. and Proc. Econ.* 2 (4), 259.
5. Viola, J. L. (jr.), 1981, *Chemical Engineering* 88 (April 6), 80.
6. Jansen, J. L. A., 1977, *Proefschrift*, TH Delft.
7. Baltzell, H. J., 1978, *Hydroc. Proc.* 57 (January), 129.
8. Burgert, W., 1978, *Transactions 5th International Cost Engineering Congress*, Utrecht, 25.

