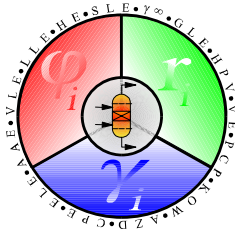
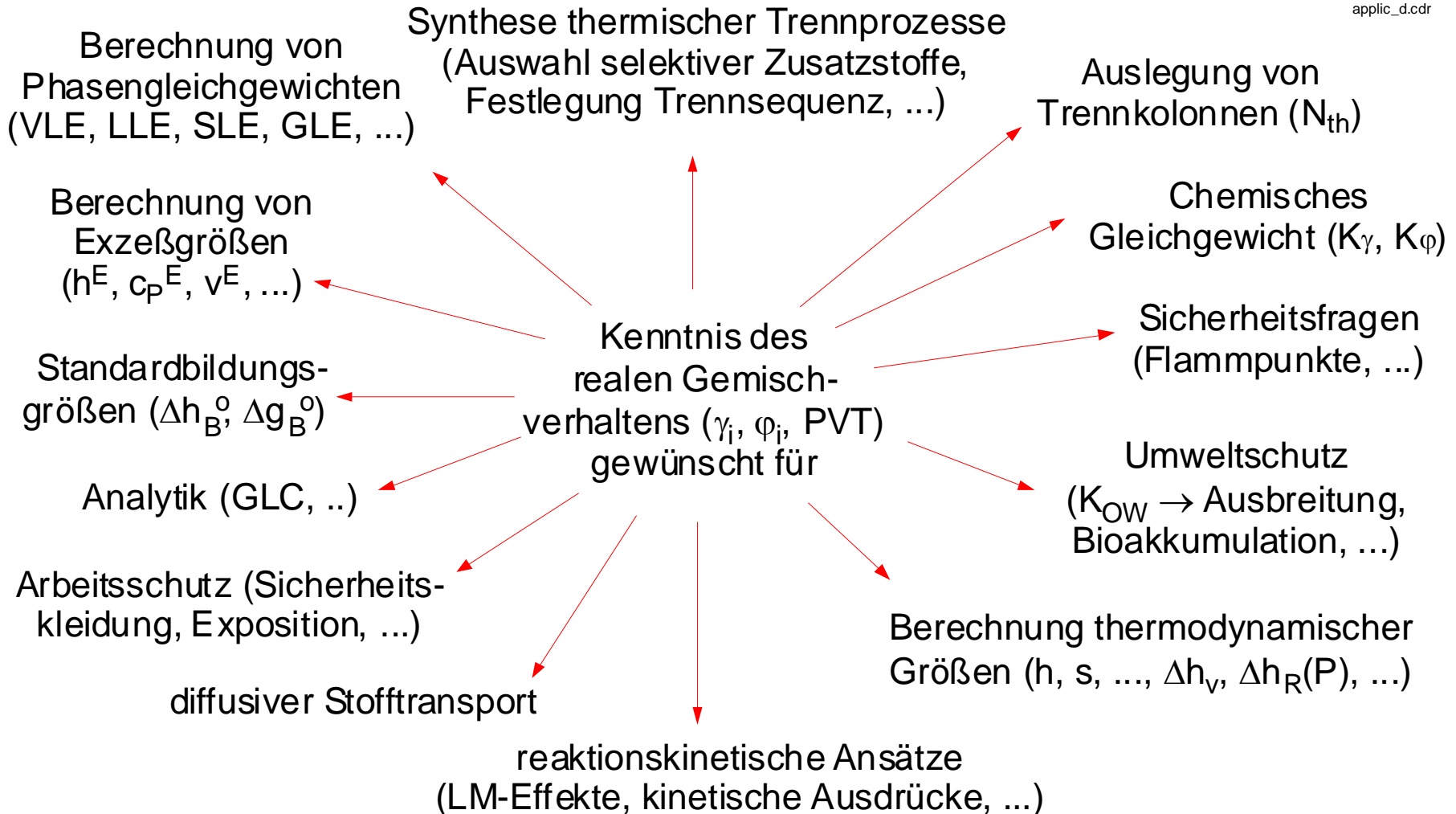


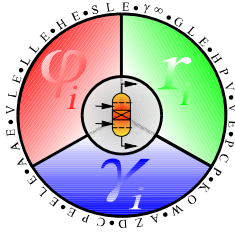
# Mögliche Anwendungsbeispiele bei Kenntnis des realen Verhaltens



applic\_d.cdr



# Erforderliche Stoffdaten zur Auslegung Technischer Prozesse

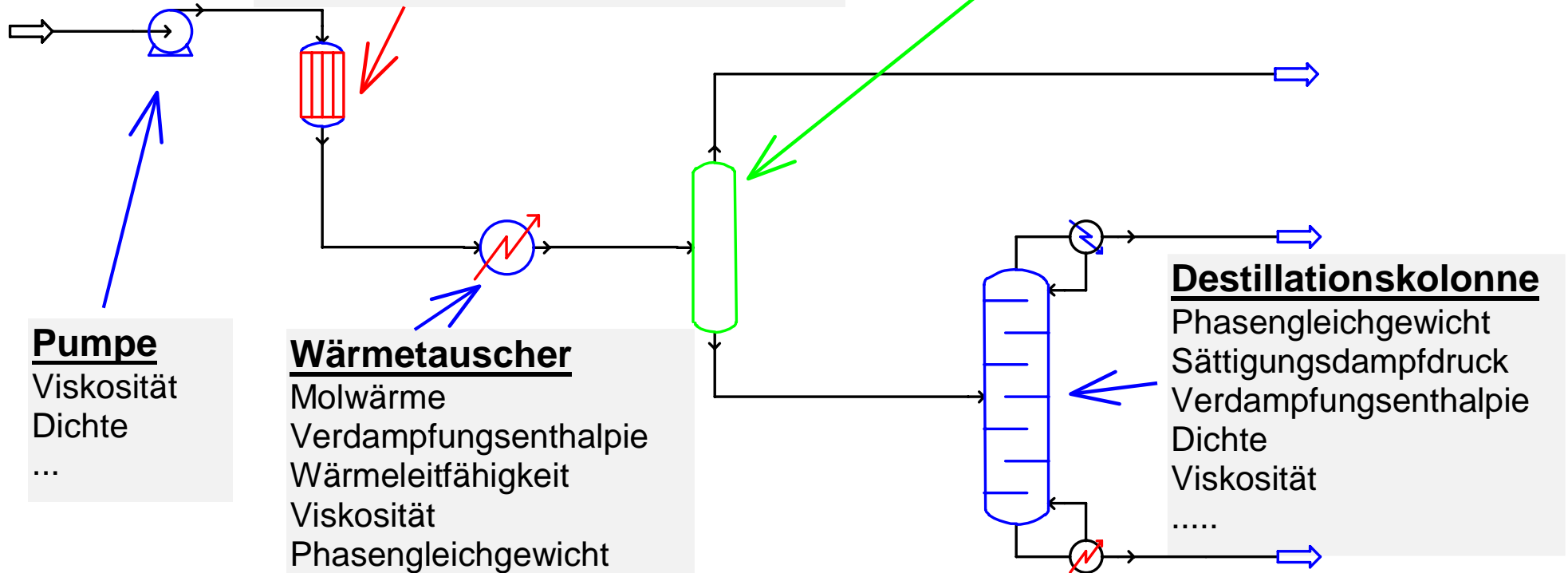


## Reaktor

Chem. Gleichgewicht ( $\Delta g_B^0$ ,  $\Delta h_B^0$ ,  $c_P^0$ )  
 Reaktionskinetik  
 Phasengleichgewicht  
 Enthalpie  
 Viskosität  
 Stofftransport  
 .....

## Phasenscheider (Flash Drum)

Phasengleichgewicht  
 Sättigungsdampfdruck  
 Verdampfungsenthalpie  
 .....



## Pumpe

Viskosität  
 Dichte  
 ...

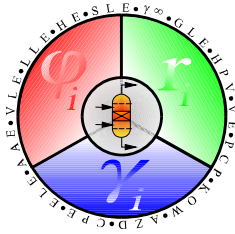
## Wärmetauscher

Molwärme  
 Verdampfungsenthalpie  
 Wärmeleitfähigkeit  
 Viskosität  
 Phasengleichgewicht  
 .....

## Destillationskolonne

Phasengleichgewicht  
 Sättigungsdampfdruck  
 Verdampfungsenthalpie  
 Dichte  
 Viskosität  
 .....

# Beschaffung von Stoffdaten als f (T,P)



- **Experimentelle Daten**

(z.B. aus Tabellenwerken, Datenbanken, über Korrelationen)

- **Anwendungen von Abschätzmethoden**

## 1. Basierend auf empirischen, halbtheoretischen oder theoretischen Ansätzen

- a) z.B. Guldbergsche Regel  $T_S/T_{kr}=2/3$   
Troutonsche Regel  $\Delta h_V=90 T_S$  [J/mol]
- b) ideales Gasgesetz
- c) Clausius-Clapeyron-Gleichung

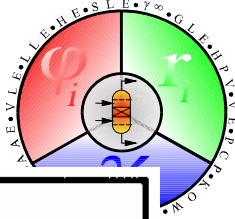
## 2. Korrespondenzmethoden (generalisierte Zustandsgleichungen)

- a) Zweiparameter-Korrespondenzprinzip
- b) Dreiparameter-Korrespondenzprinzip

## 3. Gruppenbeitragsmethoden, basierend auf:

- a) den Beiträgen der Elemente
- b) den Beiträgen der Strukturgruppen
- c) wie b) und zusätzlich Beitrag der nächsten Nachbargruppen
- d) wie c) und zusätzlich Beiträge der übernächsten Nachbargruppen

# Beziehungen zur Abschätzung verschiedener Reinstoffdaten (Joback, Reid)

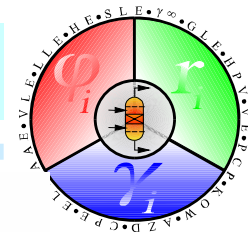


<b>Kritische Temperatur [K]</b> mit $T_S$ =: Normalsiedepunkt [K]	$T_{kr} = T_S \left[ 0.584 + 0.965 \cdot \sum \Delta_T - (\sum \Delta_T)^2 \right]^{-1}$
<b>Kritischer Druck [bar]</b> mit $n_A$ =: Anzahl der Atome im Molekül	$P_{kr} = (0.113 + 0.0032 \cdot n_A - \sum \Delta_P)^{-2}$
<b>Kritisches Volumen [cm<sup>3</sup>/mol]</b>	$v_{kr} = 17.5 + \sum \Delta_v$
<b>Normalsiedepunkt [K]</b>	$T_S = 198 + \sum \Delta_S$
<b>Schmelzpunkt [K]</b>	$T_m = 122 + \sum \Delta_m$
<b>Standardbildungsenthalpie [kJ/mol]</b> für den idealen Gaszustand	$\Delta h_B^0(298 \text{ K}) = 68.29 + \sum \Delta_h$
<b>Gibbssche Standardbildungsenthalpie [kJ/mol]</b> für den idealen Gaszustand	$\Delta g_B^0(298 \text{ K}) = 53.88 + \sum \Delta_g$
<b>Molwärme idealer Gase [J/mol K]</b>	$c_P^{id} = (\sum \Delta_a - 37.93) + (\sum \Delta_b + 0.210) \cdot T$ $+ (\sum \Delta_c - 3.91 \cdot 10^{-4}) \cdot T^2 + (\sum \Delta_d + 2.06 \cdot 10^{-7}) \cdot T^3$

$\Delta$ -Werte siehe Tabelle

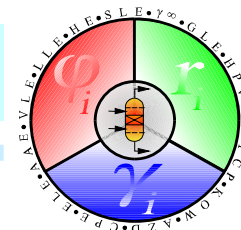
\* Joback, Thesis Cambridge, Mass. 1984

# Ausgewählte Gruppenparameter (Joback)



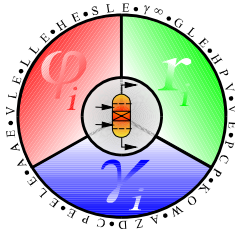
	$\Delta_T$	$\Delta_P$	$\Delta_v$	$\Delta_s$	$\Delta_m$
<b>Nonring increments:</b>					
$-\text{CH}_3$	0.0141	-0.0012	65	23.58	-5.10
$>\text{CH}_2$	0.0189	0	56	22.88	11.27
$>\text{CH}-$	0.0164	0.0020	41	21.74	12.64
$>\text{C}<$	0.0067	0.0043	27	18.25	46.43
$=\text{CH}_2$	0.0113	-0.0028	56	18.18	-4.32
$=\text{CH}-$	0.0129	-0.0006	46	24.96	8.73
$=\text{C}<$	0.0117	0.0011	38	24.14	11.14
$=\text{C}=\text{C}$	0.0026	0.0028	36	26.15	17.78
$\equiv\text{CH}$	0.0027	-0.0008	46	9.20	-11.18
$\equiv\text{C}-$	0.0020	0.0016	37	27.38	64.32
<b>Oxygen increments:</b>					
$-\text{OH}$ (alcohol)	0.0741	0.0112	28	92.88	44.45
$-\text{OH}$ (phenol)	0.0240	0.0184	-25	76.34	82.83
$-\text{O}-$ (nonring)	0.0168	0.0015	18	22.42	22.23
$-\text{O}-$ (ring)	0.0098	0.0048	13	31.22	23.05

# Abschätzungsmethode nach Joback, ausgewählte Gruppenbeiträge



	$\Delta_h$	$\Delta_g$	$\Delta_a$	$\Delta_b$	$\Delta_c$	$\Delta_d$
	kJ/mol	kJ/mol	..... J/mol	K	.....	.....
<b>Non-ring increments</b>						
-CH <sub>3</sub>	-76.45	-43.96	1.95E+1	-8.08E-3	1.53E-4	-9.67E-8
>CH <sub>2</sub>	-20.64	8.42	-9.09E-1	9.50E-2	-5.44E-5	1.19E-8
>CH-	29.89	58.36	-2.30E+1	2.04E-1	-2.65E-4	1.20E-7
>C<	82.23	116.02	-6.62E+1	4.27E-1	-6.41E-4	3.01E-7
=CH <sub>2</sub>	-9.63	3.77	2.36E+1	-3.81E-2	1.72E-4	-1.03E-7
=CH-	37.97	48.53	-8.00	1.05E-1	-9.63E-5	3.56E-8
=C<	83.99	92.36	-2.81E+1	2.08E-1	-3.06E-4	1.46E-7
=C=	142.14	136.70	2.74E+1	-5.57E-2	1.01E-4	-5.02E-8
≡CH	79.30	77.71	2.45E+1	-2.71E-2	1.11E-4	-6.78E-8
≡C-	115.51	109.82	7.87	2.01E-2	-8.33E-6	1.39E-9
<b>Oxygen increments</b>						
-OH (alcohol)	-208.04	-189.20	2.57E+1	-6.91E-2	1.77E-4	-9.88E-8
-OH (phenol)	-221.65	-197.37	-2.81	1.11E-1	-1.16E-4	4.94E-8
-O- (nonring)	-132.22	-105.00	2.55E+1	-6.32E-2	1.11E-4	-5.48E-8
-O- (ring)	-138.16	-98.22	1.22E+1	-1.26E-2	6.03E-5	-3.86E-8
>C=O (nonring)	-133.22	-120.50	6.45	6.70E-2	-3.57E-5	2.86E-9
>C=O (ring)	-164.50	-126.27	3.04E+1	-8.29E-2	2.36E-4	-1.31E-7

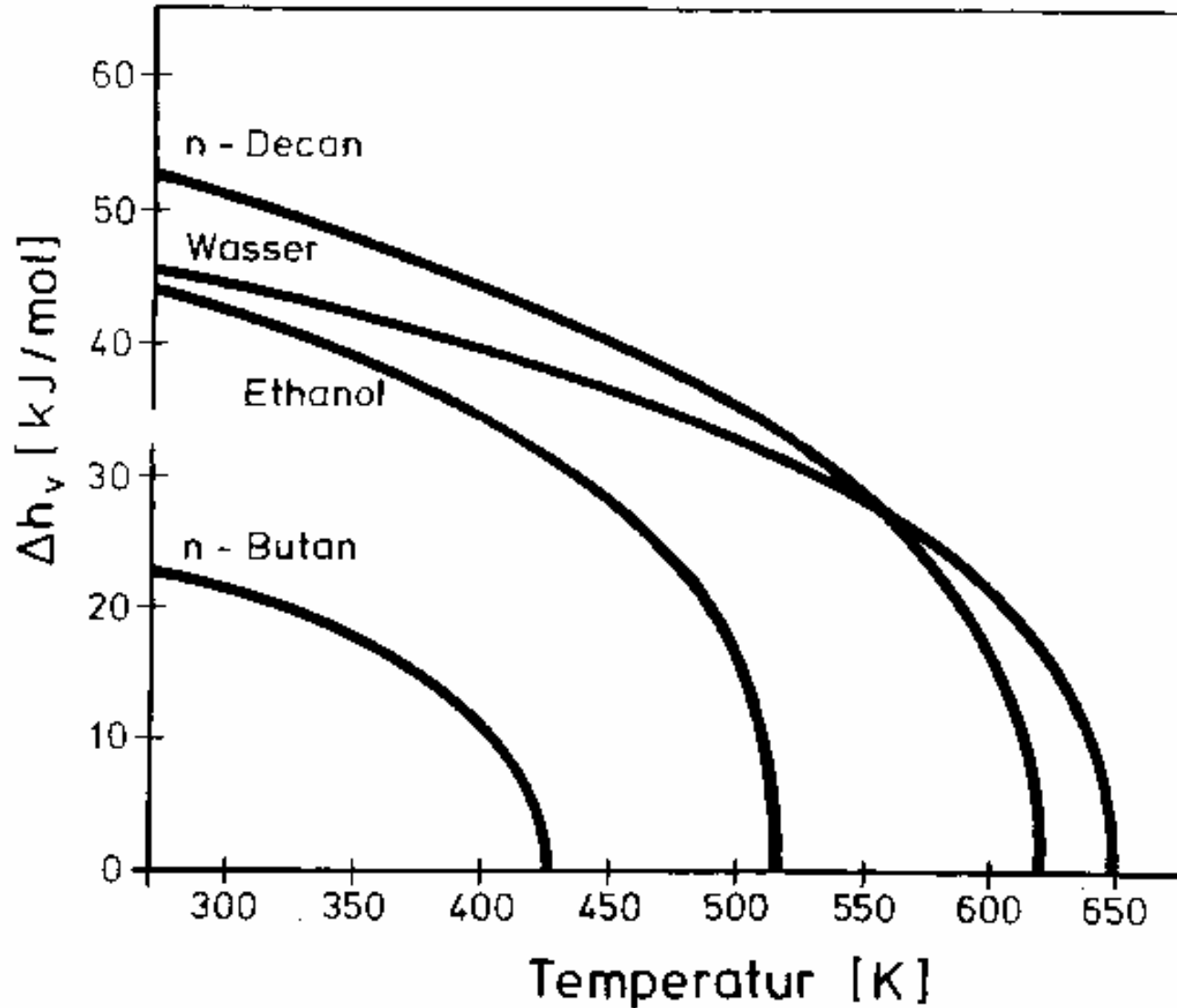
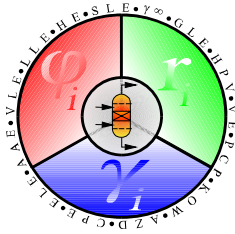
# Berechnung der Standardbildungsgrößen im idealen Gaszustand



Beispiel: Ethanol bei 298.15 K (Joback-Methode)

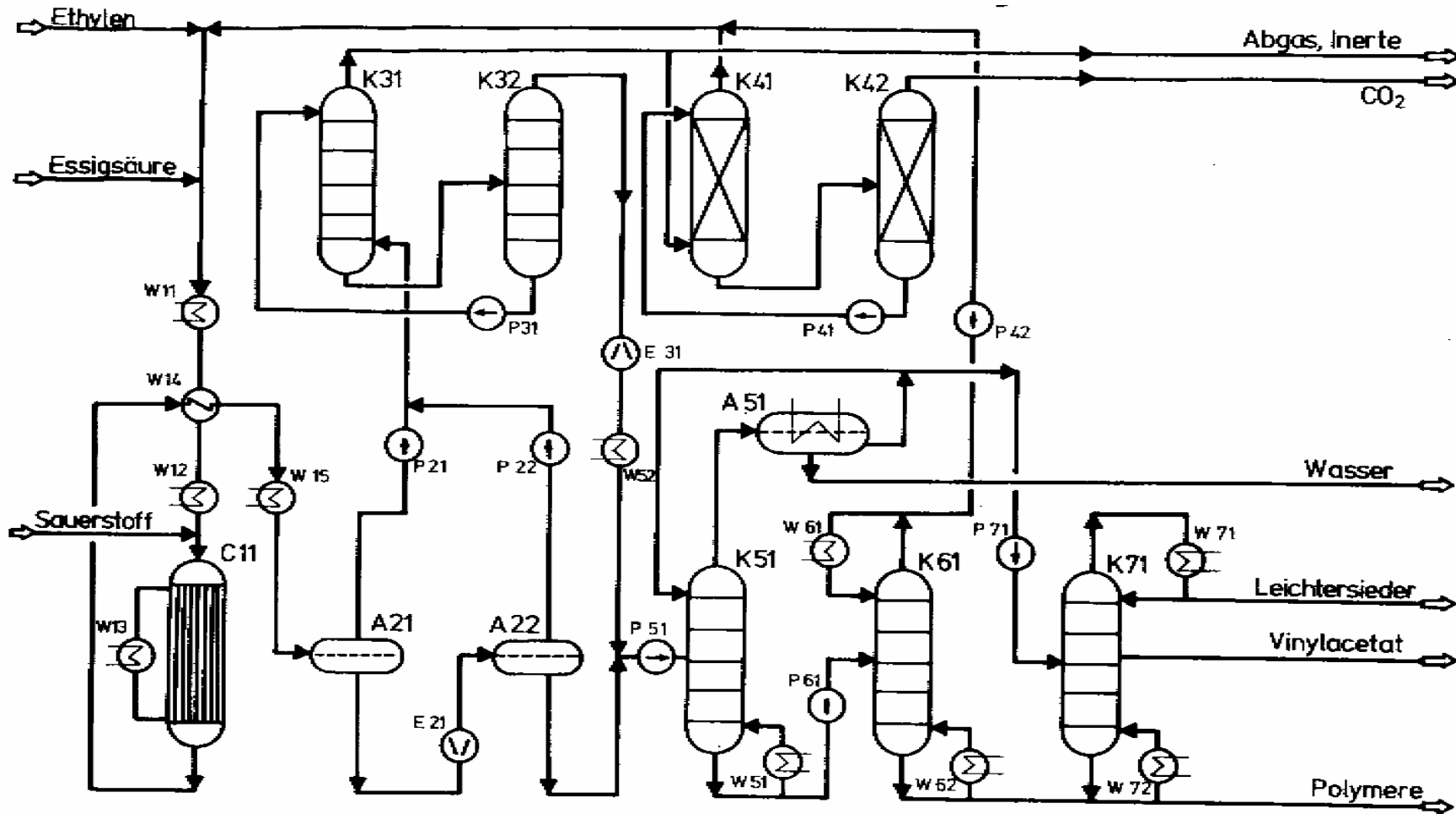
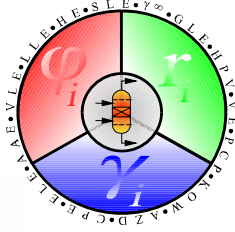
	Standardbildungs- enthalpie (kJ/mol)	Gibbsche Standardbildungs- enthalpie (kJ/mol)	
CH <sub>3</sub>	-76.45	-43.96	
CH <sub>2</sub>	-20.64	8.42	
OH	-208.04	-189.20	<u>ARTIST</u>
	68.29	53.88	
Summe	-236.84	-170.86	
Literatur:	-234.8 kJ/mol	-168.28 kJ/mol	

# Verdampfungsenthalpie verschiedener Komponenten als Funktion der Temperatur





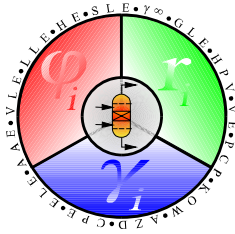
# Schema einer Vinylacetat-Anlage



C11 Reaktor  
 A21/22 Abscheider  
 K31/32 Glykolwäsche  
 K41/42 Carbonatwäsche

K51 Azeotropkolonne  
 K61 Essigsäurekolonne  
 K71 Vinylacetatkolonne

# Mengenbilanz ( kontinuierliches Verfahren, Molbasis )



$$\dot{n}_o - \dot{n}_e + \dot{R} = \dot{W}$$

$\dot{n}_o$ : eintretender Strom

$\dot{n}_e$ : austretender Strom

$\dot{R}$ : Mengenänderung durch chemische Reaktion

$$\dot{R} = r_i \cdot V_R$$

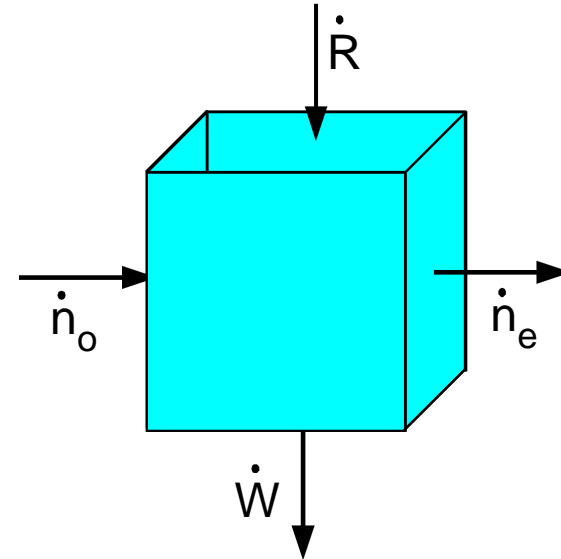
$\dot{W}$ : Akkumulation

$$\dot{W} = dn_i / dt$$

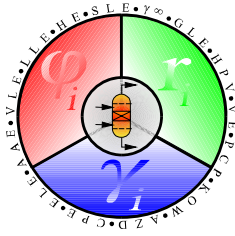
*Grenzfälle:*

stationärer Fall:	$\dot{W} = 0$
keine chemische Reaktion:	$\dot{R} = 0$
diskontinuierlich:	$\dot{n}_o = \dot{n}_e = 0$

*Anmerkung:* alle Ströme / Mengen: [kmol/h]



# Enthalpiebilanz ( kontinuierliches Verfahren, Molbasis )



$$\dot{H}_o - \dot{H}_e + \dot{Q}_T + \dot{Q}_R = \dot{Q}_W$$

$\dot{H}_o$ : eintretender Enthalpiestrom

$$\dot{H}_o = \dot{n}_o \cdot c_{P,o} \cdot (T_o - T^*)$$

$\dot{H}_e$ : austretender Enthalpiestrom

$$\dot{H}_e = \dot{n}_e \cdot c_{P,e} \cdot (T_e - T^*)$$

$\dot{Q}_R$ : Wärmestrom durch chemische Reaktion

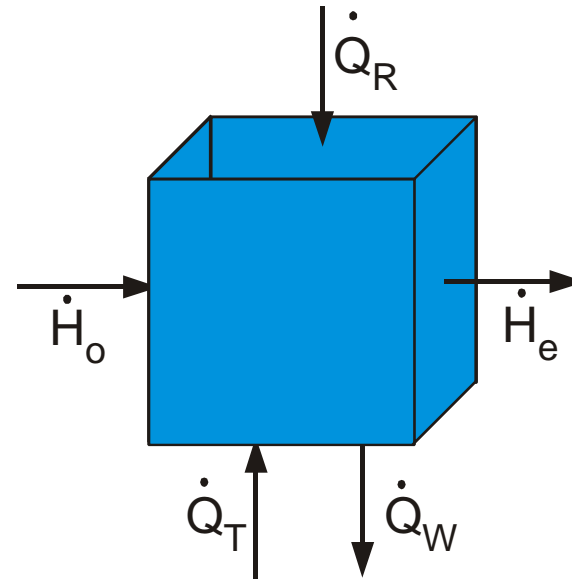
$$\dot{Q}_R = -r_i \cdot V_R \cdot \Delta h_R$$

$\dot{Q}_T$ : ausgetauschter Wärmestrom

$$\dot{Q}_T = k_w \cdot A \cdot \Delta T$$

$\dot{Q}_W$ : akkumulierter Wärmestrom

$$\dot{Q}_W = dQ/dt$$



*Grenzfälle:*

stationärer Fall:

$$\dot{Q}_W = 0$$

adiabatisch:

$$\dot{Q}_T = 0$$

keine chemische Reaktion:

$$\dot{Q}_R = 0$$

diskontinuierlich:

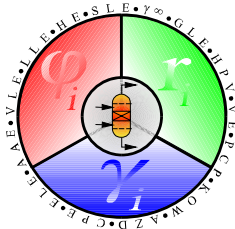
$$\dot{H}_o = \dot{H}_e = 0$$

*Anmerkungen:*

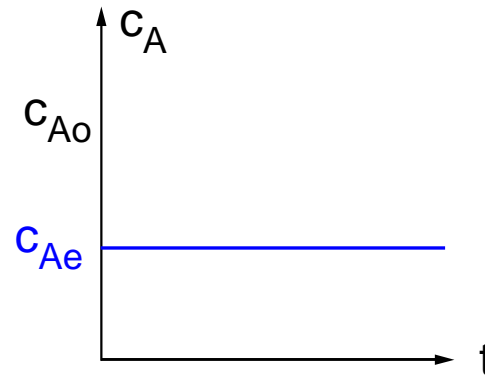
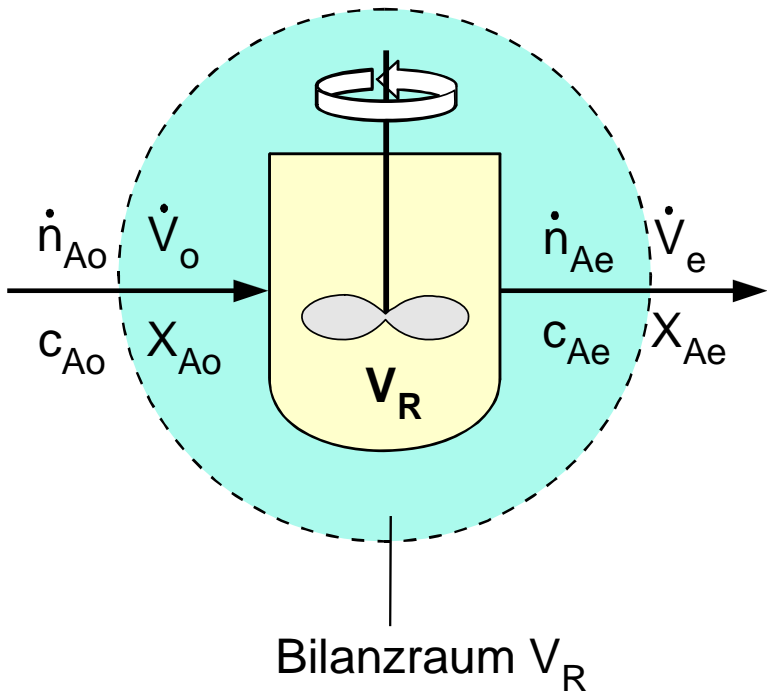
alle Enthalpie- / Wärmeströme: [kJ/h]

$T^*$  = Referenztemperatur

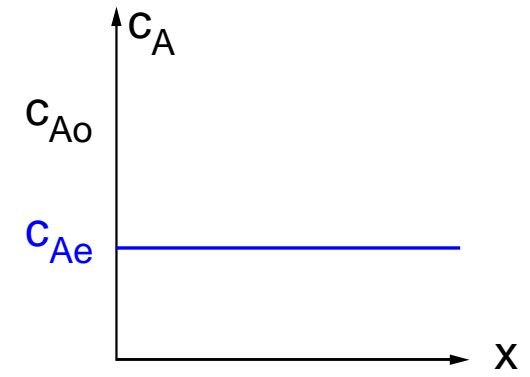
# Idealer Rührkessel ( continuous stirred tank reactor (CSTR) ( totale Rückvermischung ))



z.B. Reaktion 1. Ordnung: **A**  $\longrightarrow$  **B**



$$c_A \neq f(x)$$



$$c_A \neq f(t)$$

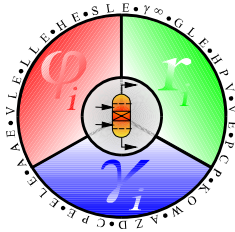
$$r_A \neq f(x)$$

stationärer Fall

Mengenbilanz:

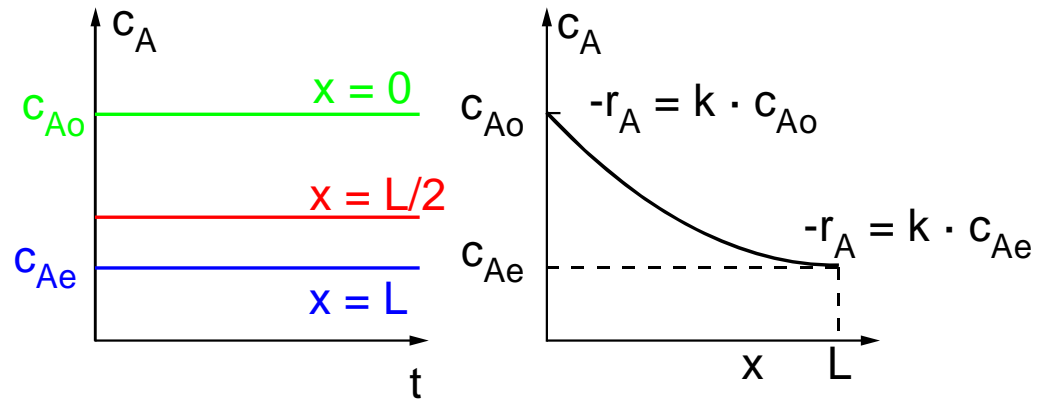
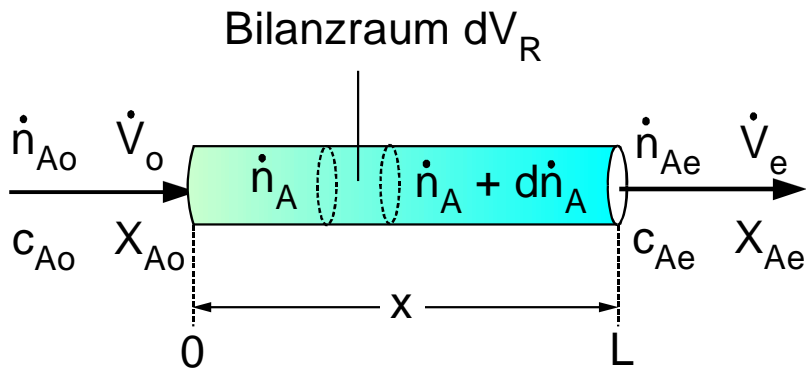
$$\dot{n}_{Ao} - \dot{n}_{Ae} + r_A V_R = 0$$

# Ideales Rohr ( plug flow reactor (PFR) (keine Rückvermischung))



pfr.cdr, 28.11.2000

z.B. Reaktion 1. Ordnung:  $A \longrightarrow B$



$$c_A = f(x)$$

$$r_A = f(x)$$

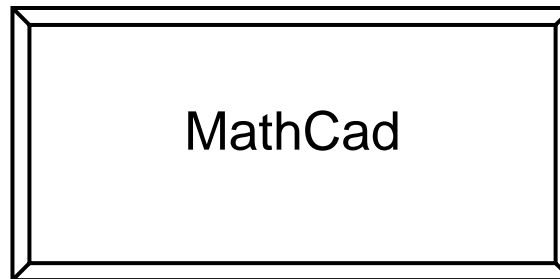
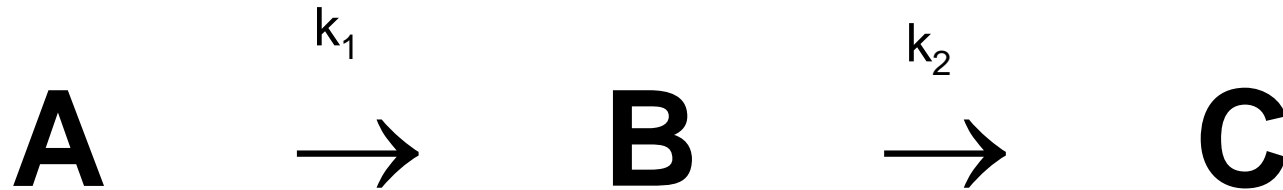
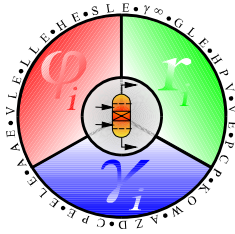
$$c_A(x) \neq f(t)$$

stationärer Fall

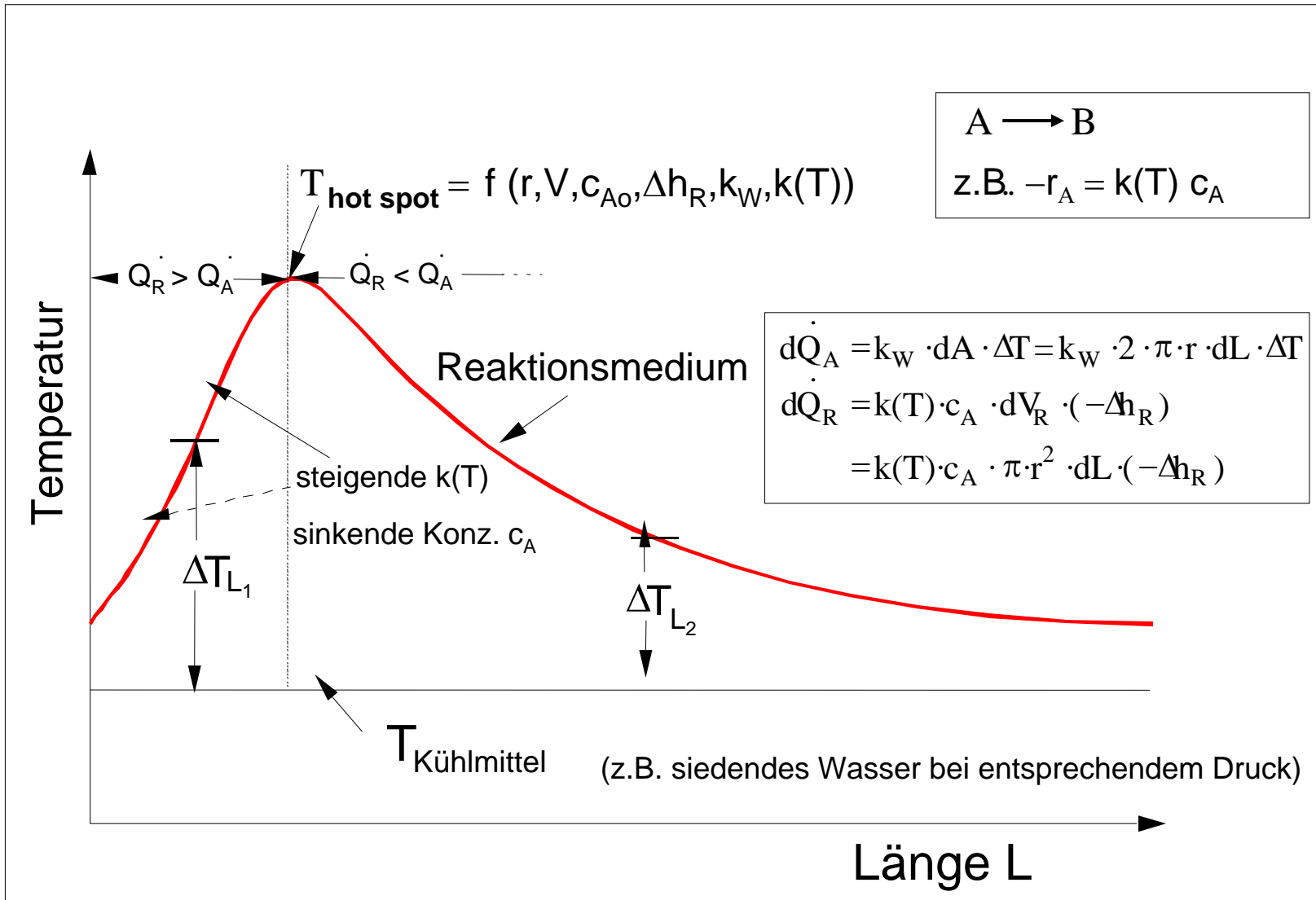
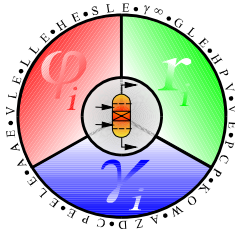
Mengenbilanz  
für  $dV_R$ :

$$\dot{n}_A - (\dot{n}_A + d\dot{n}_A) + r_A dV_R = 0$$

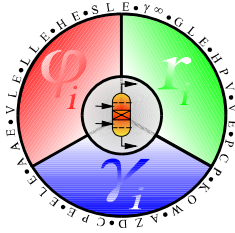
# Abhängigkeit der Selektivität vom Verweilzeitverhalten ( CSTR, PFR )



# Temperaturverlauf Rohrreaktor bei exothermer Reaktion



# Thermische Trennverfahren



Trennhilfsmittel  
(Energie oder/und selektive Zusatzstoffe)



Zulauf →



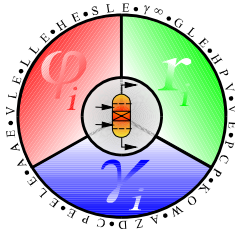
Stufe i



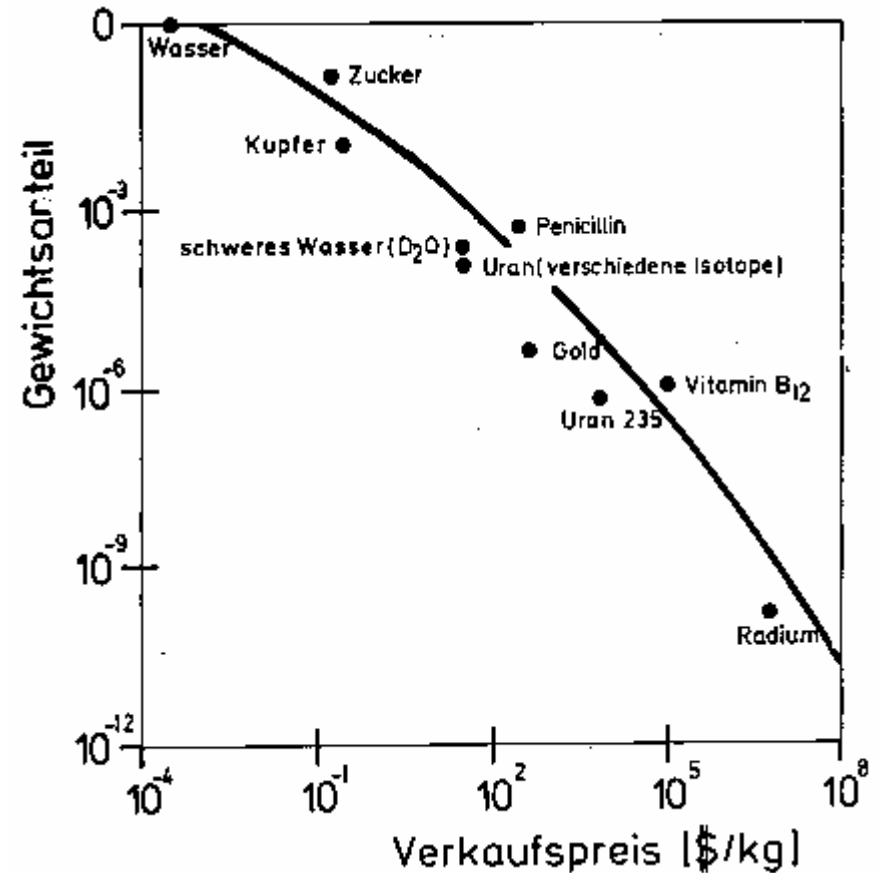
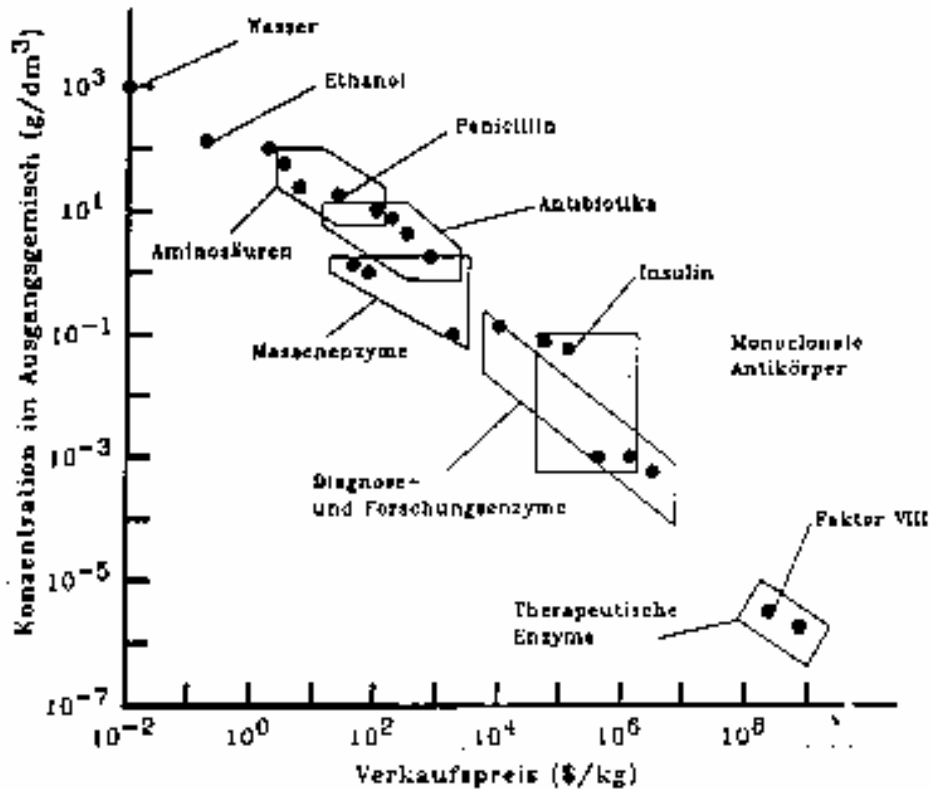
Ströme  
unterschiedlicher  
Zusammensetzung



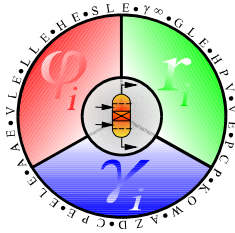
# Verkaufspreis als Funktion der Ausgangskonzentration



- a) Bioproducte (Dwyer J. L., Bio/Technology 2, 957 (1984))
- b) verschiedene Produkte



# Dampf-Flüssig-Gleichgewicht



$$\mathbf{x}_i \gamma_i \mathbf{P}_i^s = \mathbf{y}_i \mathbf{P}$$

K-Faktor:

$$\mathbf{K}_i = \frac{\mathbf{y}_i}{\mathbf{x}_i} = \frac{\gamma_i \mathbf{P}_i^s}{\mathbf{P}}$$

Trennfaktor  $\alpha_{12}$ :

$$\alpha_{1,2} = \frac{\mathbf{K}_1}{\mathbf{K}_2} = \frac{\mathbf{y}_1 / \mathbf{x}_1}{\mathbf{y}_2 / \mathbf{x}_2} = \frac{\gamma_1 \mathbf{P}_1^s}{\gamma_2 \mathbf{P}_2^s}$$

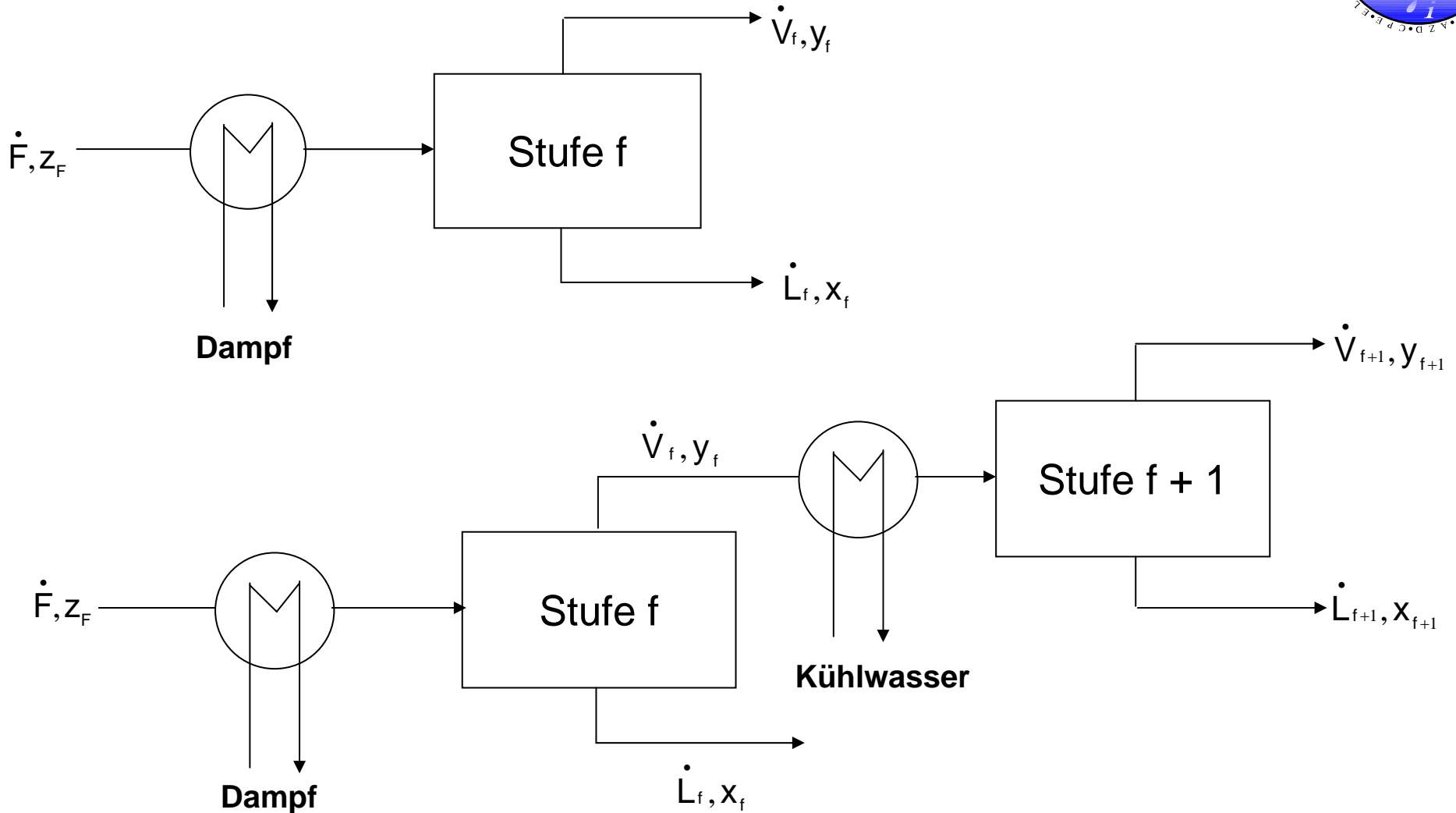
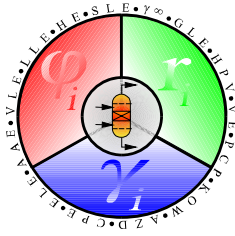
Mit  $x_2=1-x_1$  bzw.  $y_2=1-y_1$  erhält man daraus:

$$\mathbf{y}_1 = \frac{\alpha_{12} \mathbf{x}_1}{1 + (\alpha_{12} - 1) \mathbf{x}_1}$$

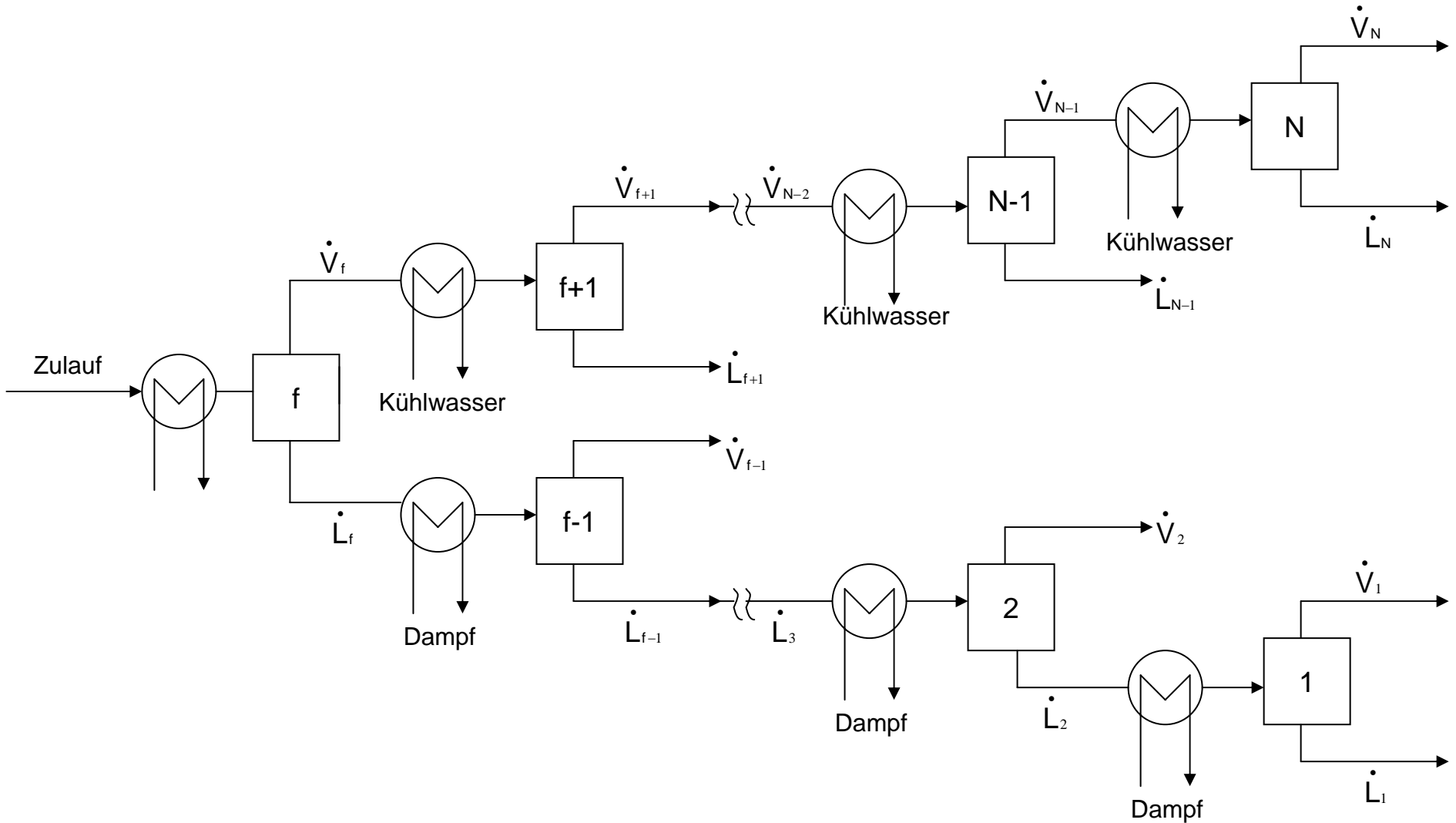
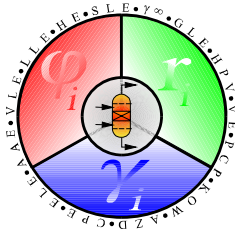
Für  $x_1=0.5$  ergibt sich dann für den Molanteil in der Dampfphase unter der Annahme  $\alpha_{12}=2.5$  (z.B. Benzol-Toluol):

$$\mathbf{y}_1 = \frac{2.5 \cdot 0.5}{1 + (2.5 - 1) \cdot 0.5} = 0.7143$$

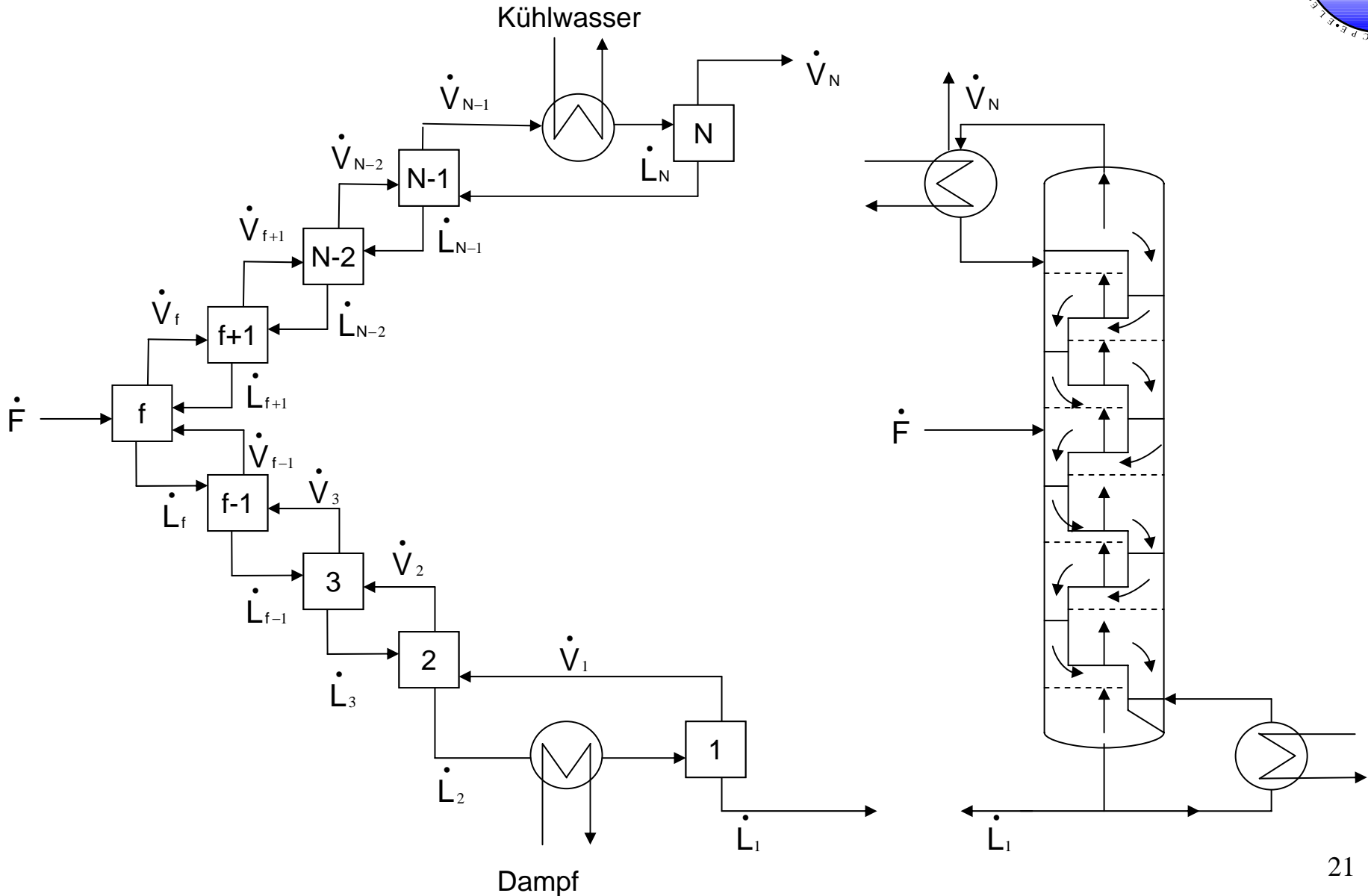
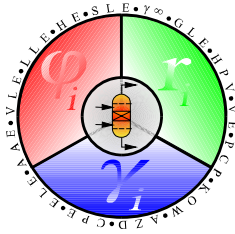
# Erhöhung der Anreicherung durch Teilkondensation



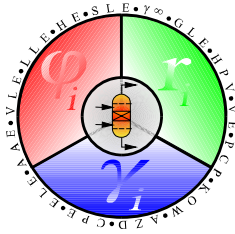
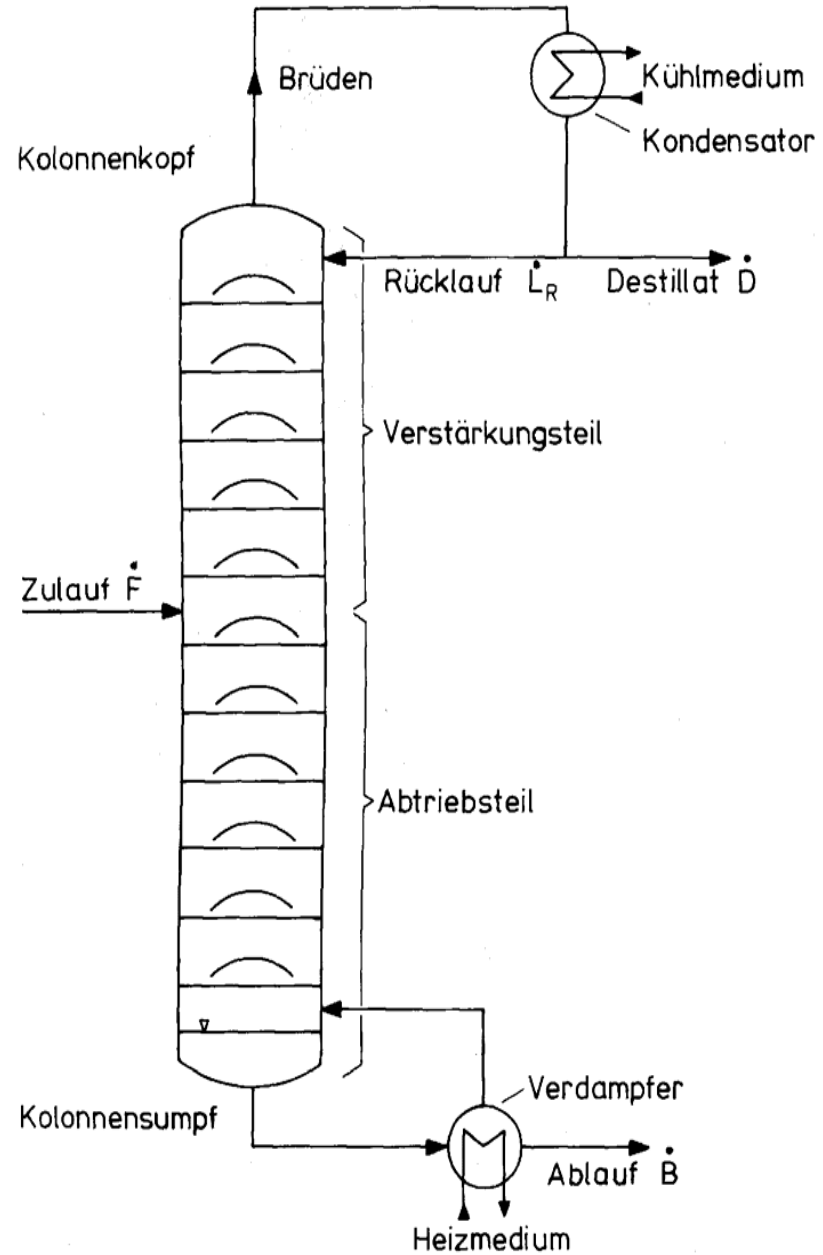
# Erhöhung der Anreicherung durch Verdampfung und Kondensation



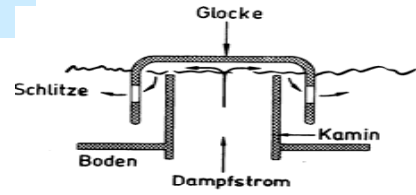
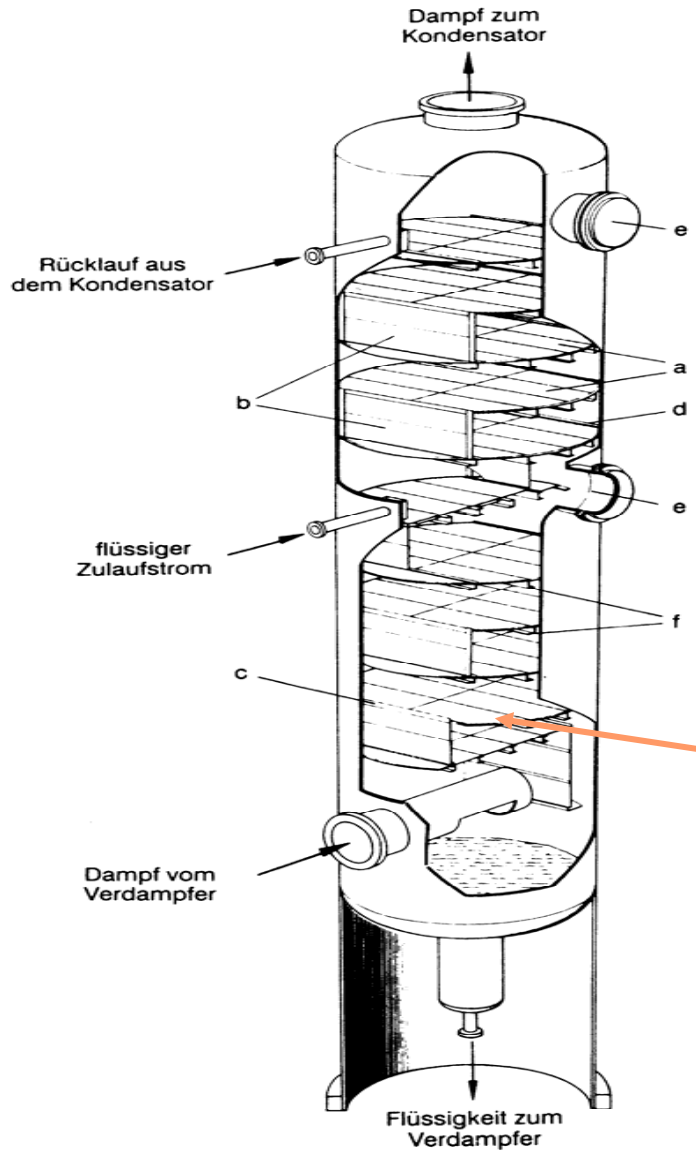
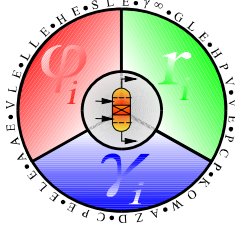
# Realisierung in der Praxis



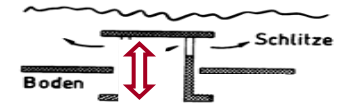
# Aufbau einer Rektifikationskolonne



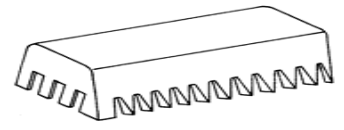
# Typische Bodenkolonne



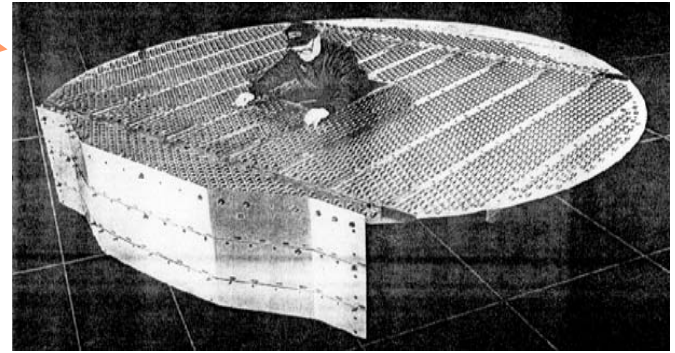
**Glockenböden**



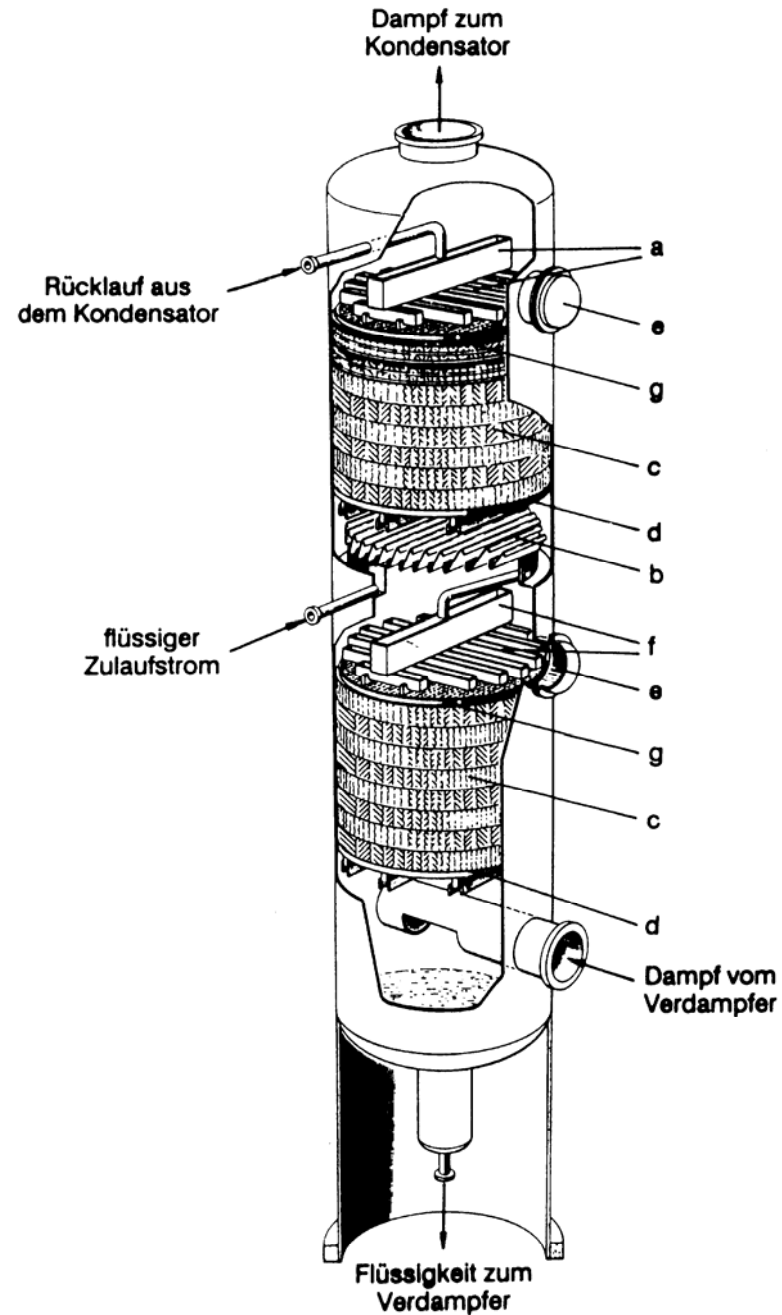
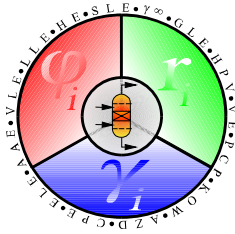
**Ventilböden**



**Tunnelböden**



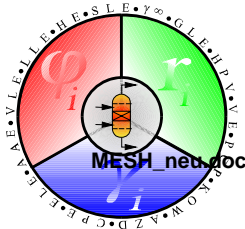
# Typische Packungs- kolonne



**Abb. 4.83** Typische Packungskolonne.  
a Flüssigkeitsverteiler,  
b Flüssigkeitssammler,  
c Packung,  
d Tragerost,  
e Mannloch,  
f Flüssigkeitswiederverteiler,  
g Niederhalterost



## Material- und Enthalpiebilanz für eine Gleichgewichtsstufe (MESH-Gleichungen)



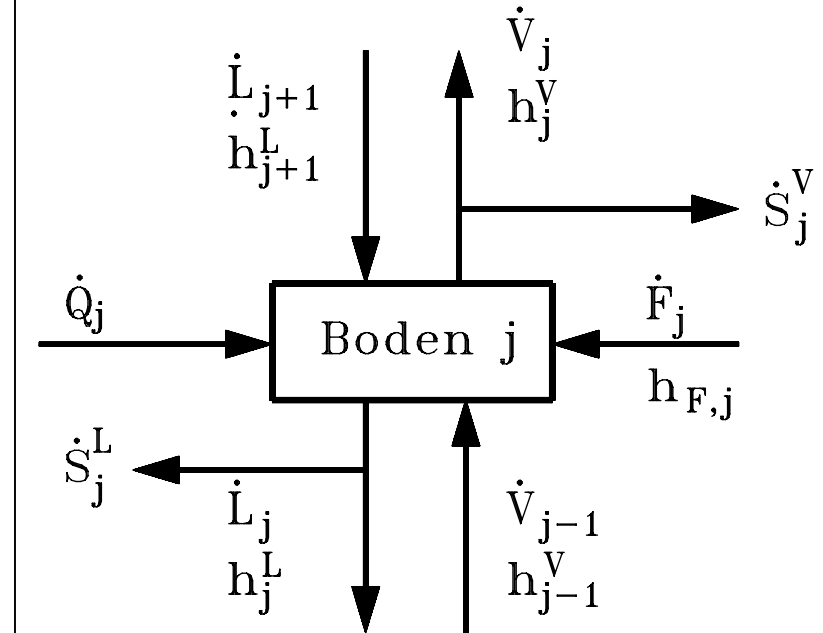
$$\begin{aligned} M_{i,j} &= \dot{L}_{j+1} x_{i,j+1} + \dot{V}_{j-1} y_{i,j-1} + \dot{F}_j z_{i,j} - (\dot{L}_j + \dot{S}_j^L) x_{i,j} \\ &\quad - (\dot{V}_j + \dot{S}_j^V) y_{i,j} = 0 \end{aligned}$$

$$E_{i,j} = y_{i,j} - K_{i,j} x_{i,j} = 0 \quad \left( K_{i,j} = \frac{y_{i,j}}{x_{i,j}} \right)$$

$$S_{y,j} = \sum y_{i,j} - 1.0 = 0$$

$$S_{x,j} = \sum x_{i,j} - 1.0 = 0$$

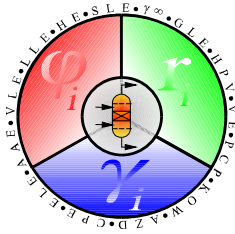
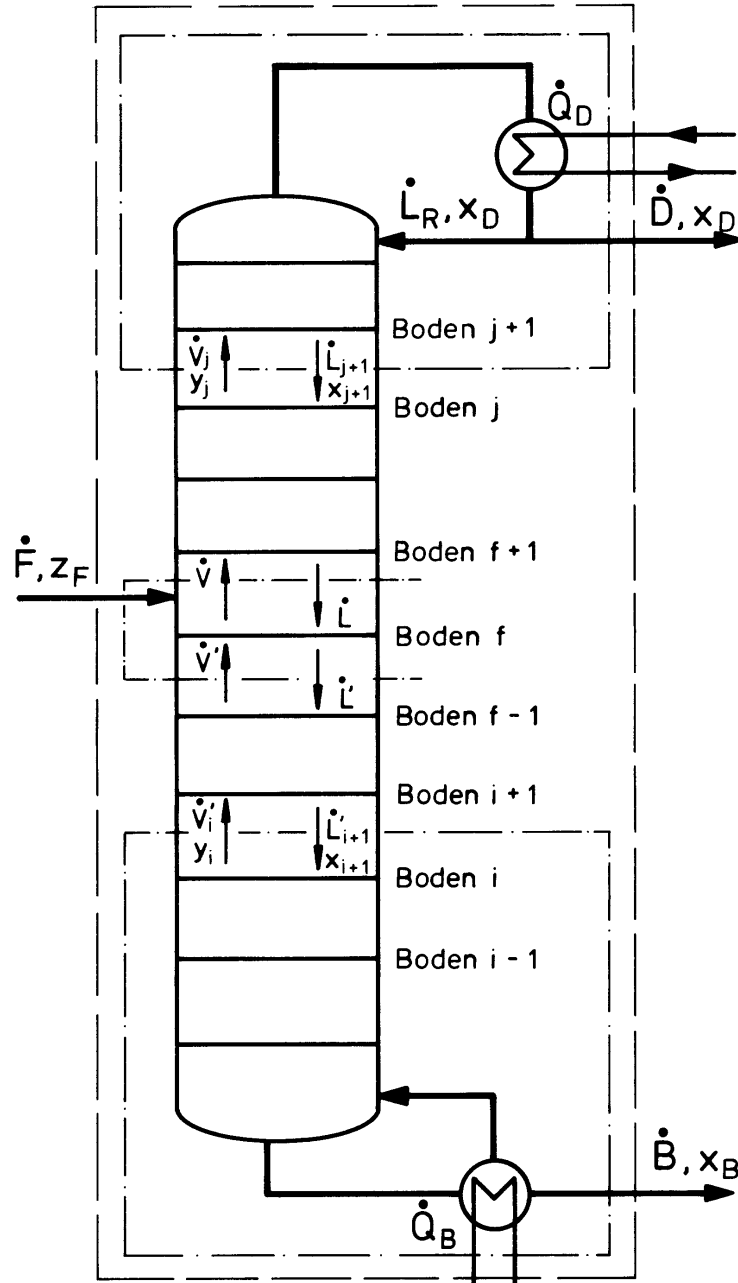
$$\begin{aligned} H_j &= \dot{L}_{j+1} h_{j+1}^L + \dot{V}_{j-1} h_{j-1}^V + \dot{F}_j h_{F,j} - (\dot{L}_j + \dot{S}_j^L) h_j^L \\ &\quad - (\dot{V}_j + \dot{S}_j^V) h_j^V + \dot{Q}_j = 0 \end{aligned}$$



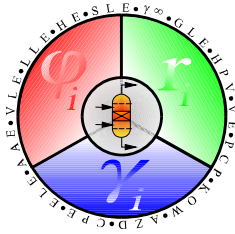
$N(2n+3)$  Gleichungen und Unbekannte

Für  $n = 4$  Komponenten und  $N = 45$  Böden  
ergeben sich 495 Gleichungen

# Bodenkolonne



# McCabe-Thiele-Verfahren



Vernachlässigung der Enthalpiebilanz, unter der Annahme dass:

- 1.)  $\Delta h_{v1} = \Delta h_{v2}$       2.)  $h^E = 0$       3.) **Wärmeverlust = 0**

Mengenbilanz im Verstärkungsteil:

$$\dot{V}_j y_j = \dot{L}_{j+1} x_{j+1} + \dot{D} x_D$$

Nach Umstellung:

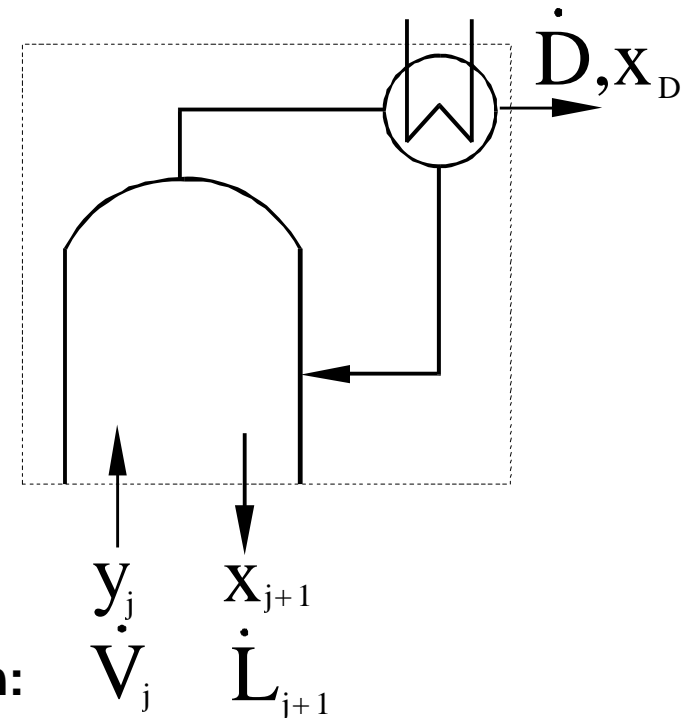
$$y_j = \frac{\dot{L}_{j+1}}{\dot{V}_j} x_{j+1} + \frac{\dot{D}}{\dot{V}_j} x_D$$

Bei Vernachlässigung der Enthalpieeffekte gilt:

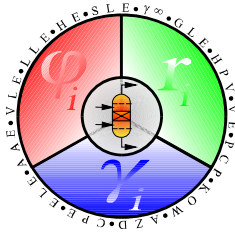
$$\dot{L}_{j+1} = \dot{L}_j = \dot{L}_{j-1} = \dot{L} \quad \text{bzw.} \quad \dot{V}_{j+1} = \dot{V}_j = \dot{V}_{j-1} = \dot{V}$$

Nach Einführung des Rücklaufverhältnisses  $v = \dot{L} / \dot{D}$   
und Substitution des Dampfstroms  $\dot{V} = \dot{L} + \dot{D}$  erhält man:

$$y_j = \frac{\dot{L}}{\dot{L} + \dot{D}} x_{j+1} + \frac{\dot{D}}{\dot{L} + \dot{D}} x_D$$



# McCabe-Thiele-Verfahren



Nach Division durch die Destillatmenge ergibt sich:

$$y_j = \frac{\dot{L}/\dot{D}}{\dot{L}/\dot{D} + \dot{D}/\dot{D}} x_{j+1} + \frac{\dot{D}/\dot{D}}{\dot{L}/\dot{D} + \dot{D}/\dot{D}} x_D$$

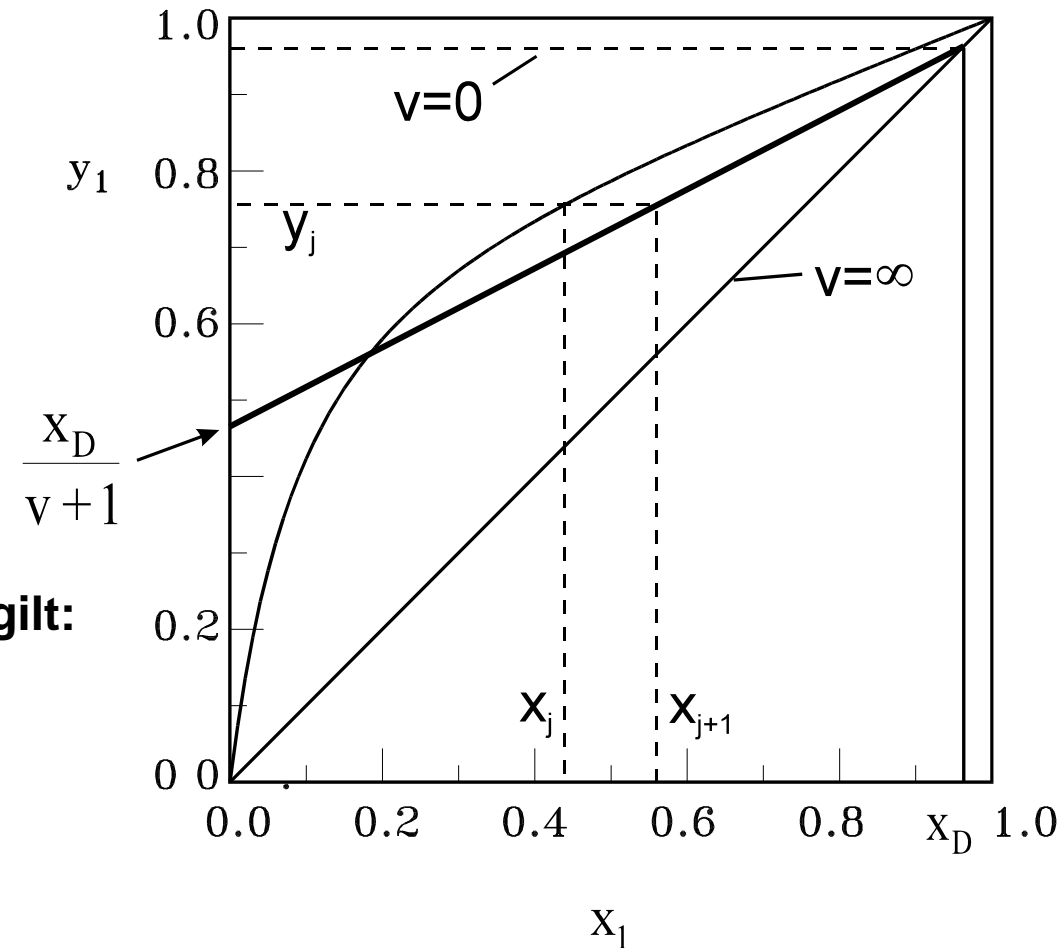
bzw.:

$$y_j = \frac{v}{v+1} x_{j+1} + \frac{x_D}{v+1}$$

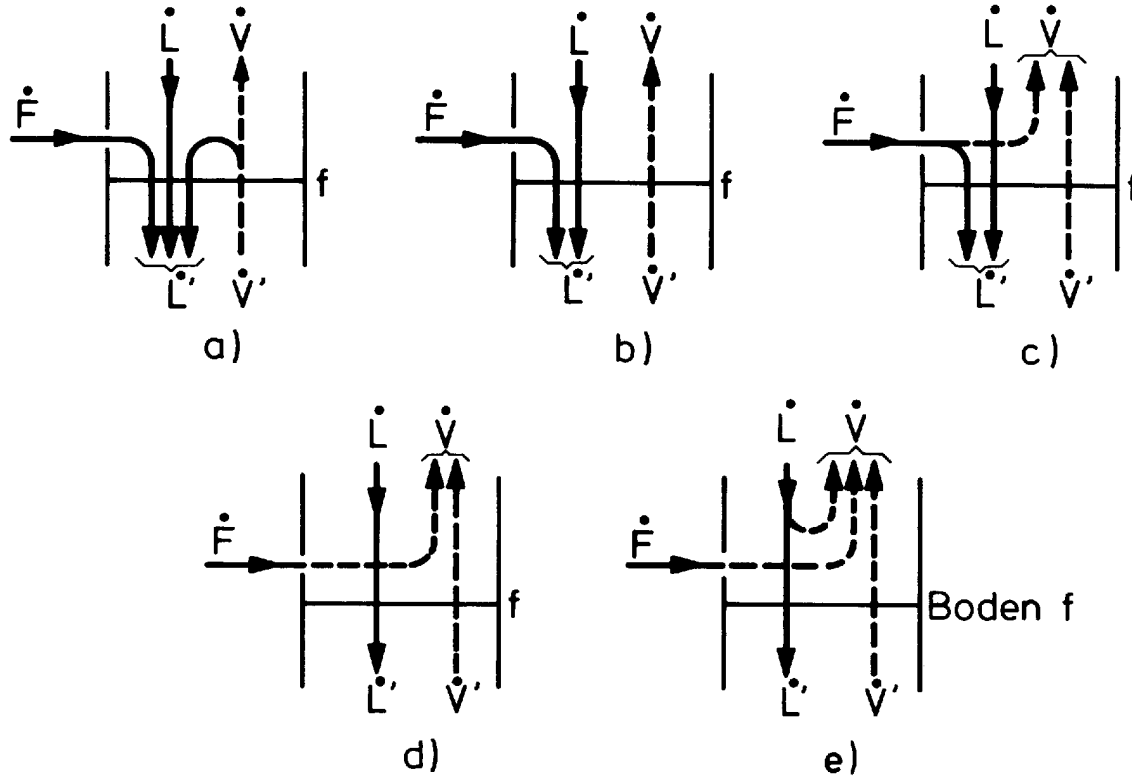
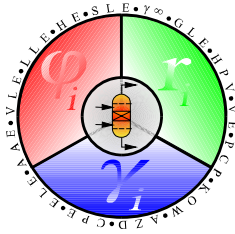
Für die sogenannte Verstärkungsgerade gilt:

$$x=0 \quad \rightarrow \quad y = x_D / (v+1)$$

$$x = x_D \quad \rightarrow \quad y = x_D$$



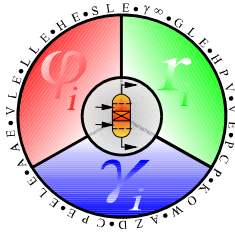
# Beeinflussung der Ströme auf dem Zulaufboden durch die Zulaufbedingungen



- a) unterkühlt
- b) flüssig im Sättigungszustand
- c) teilweise verdampft

- d) dampfförmig im Sättigungszustand
- e) überhitzt

# McCabe-Thiele-Verfahren



Mengenbilanz für den Abtriebsteil:

$$\dot{L}'_{i+1} = \dot{L}'_i = \dot{L}'_{i-1} = \dot{L}'$$

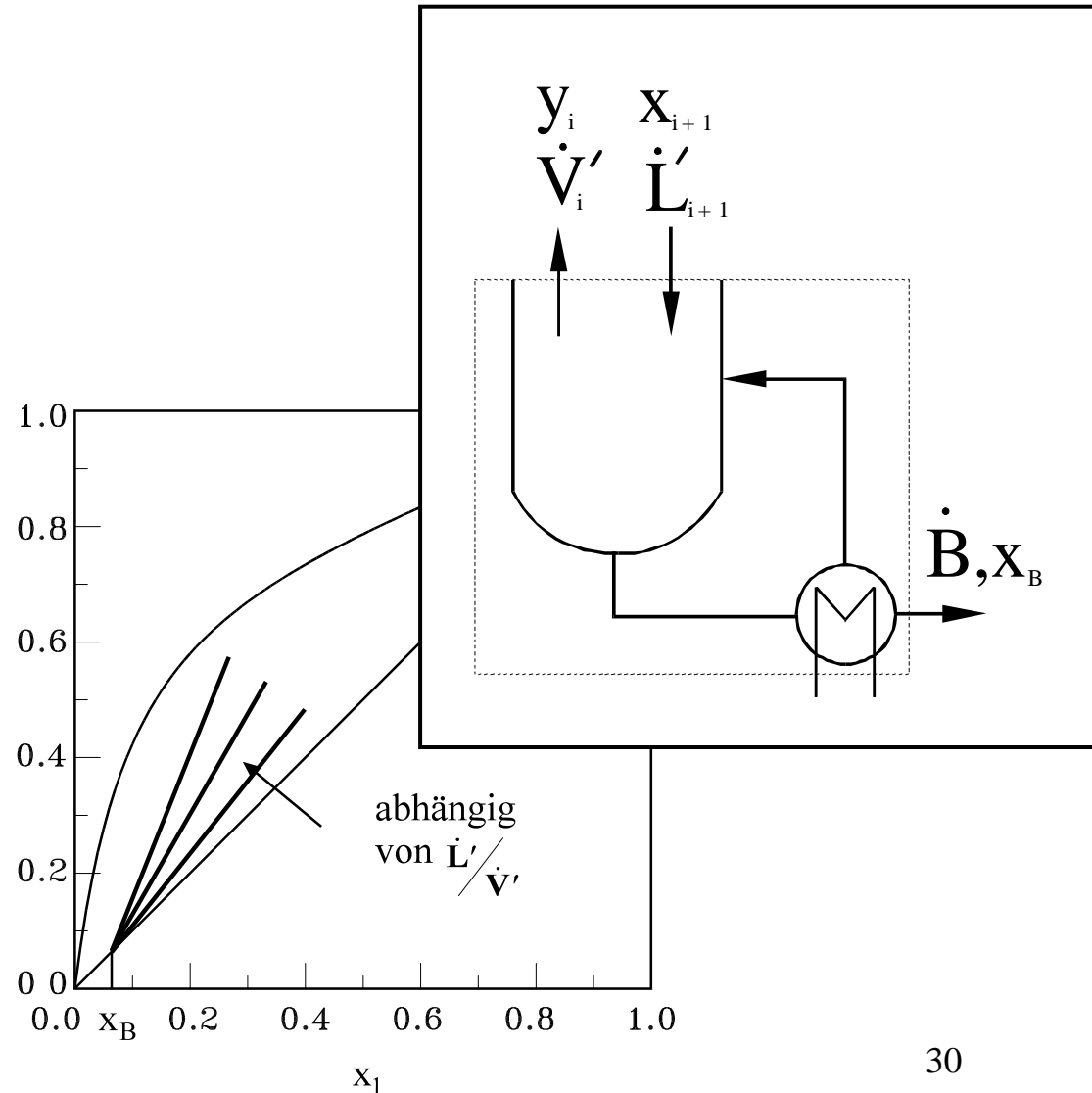
bzw. 
$$\dot{V}'_{i+1} = \dot{V}'_i = \dot{V}'_{i-1} = \dot{V}'$$

$$y_i = \frac{\dot{L}'}{\dot{V}'} x_{i+1} - \frac{\dot{B}}{\dot{V}'} x_B$$

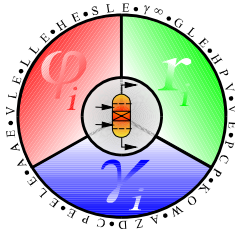
$\frac{\dot{L}'}{\dot{V}'}$  wird durch den thermischen Zustand des Feeds beeinflusst  $y_1$

Mit  $\dot{L}' = \dot{V}' + \dot{B}$  ergibt sich:

$$\mathbf{x} = \mathbf{x}_B \quad \rightarrow \quad \mathbf{y} = \mathbf{x}_B$$



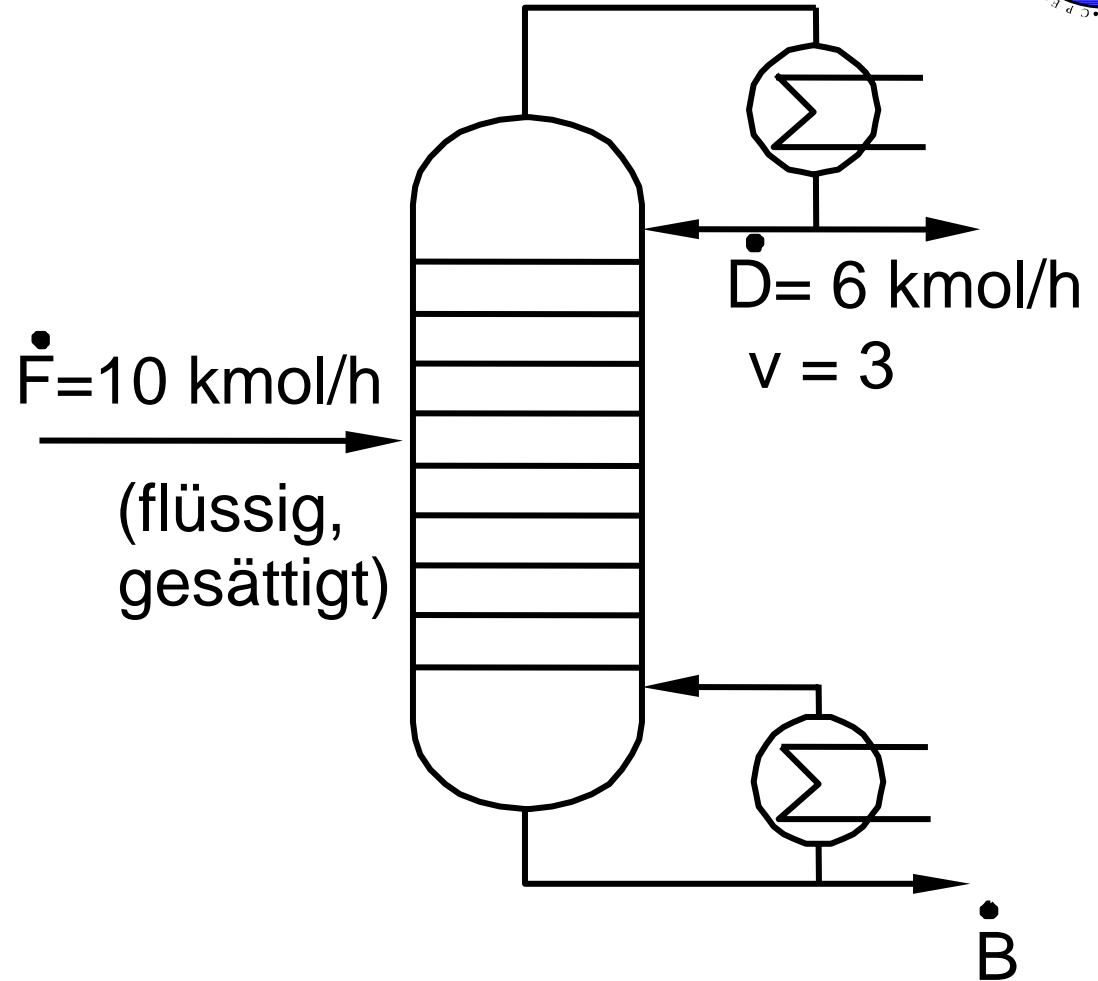
# Ermittlung der Steigung der Arbeitsgeraden



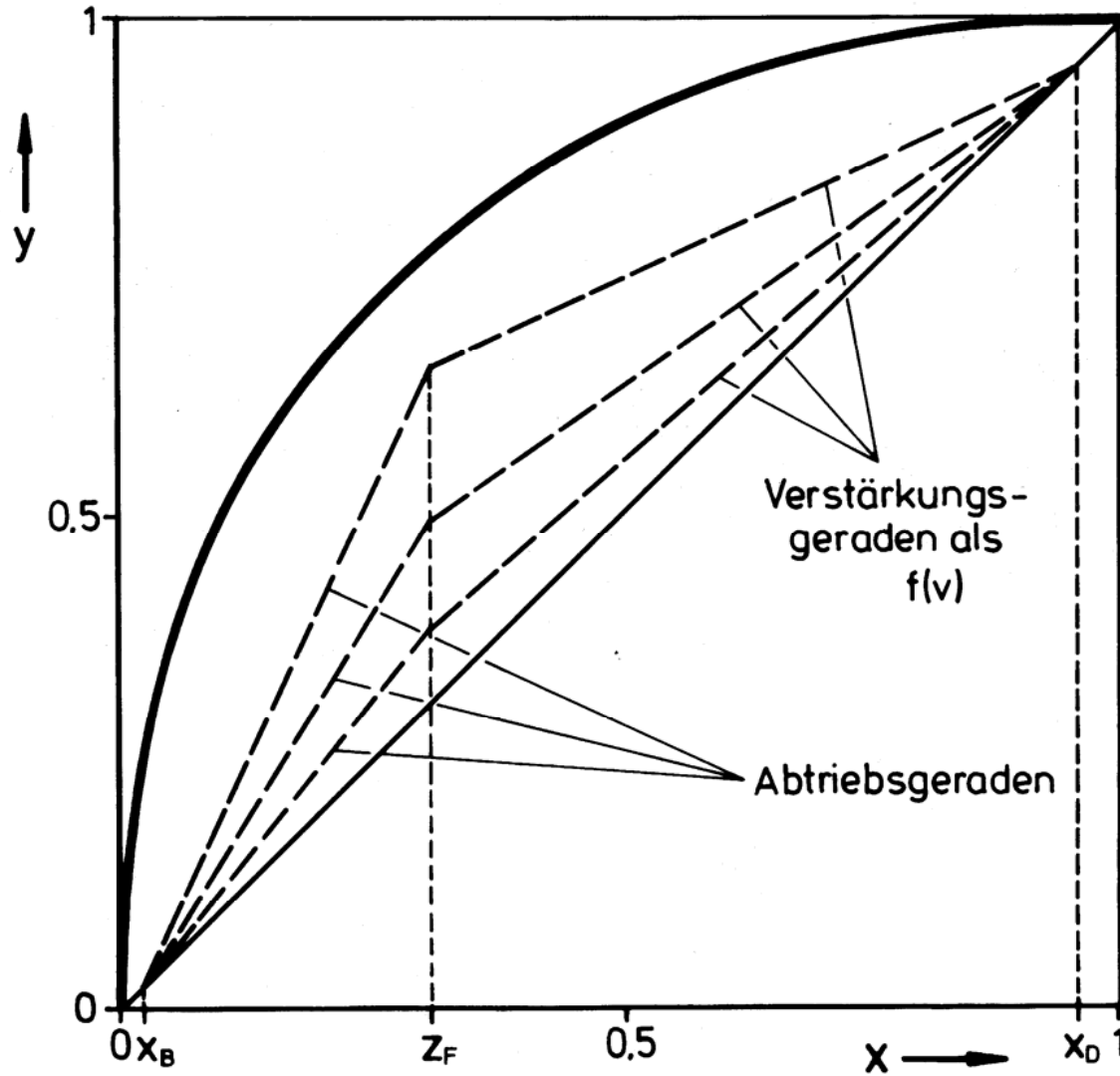
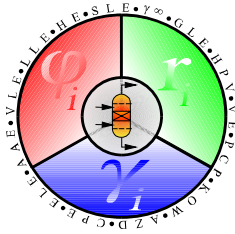
Gesucht:  $\dot{L}$ ,  $\dot{V}$ ,  $\dot{L}'$ ,  $\dot{V}'$

$\dot{L}/\dot{V}$      $\dot{L}'/\dot{V}'$

Steigung der  
Arbeitsgeraden

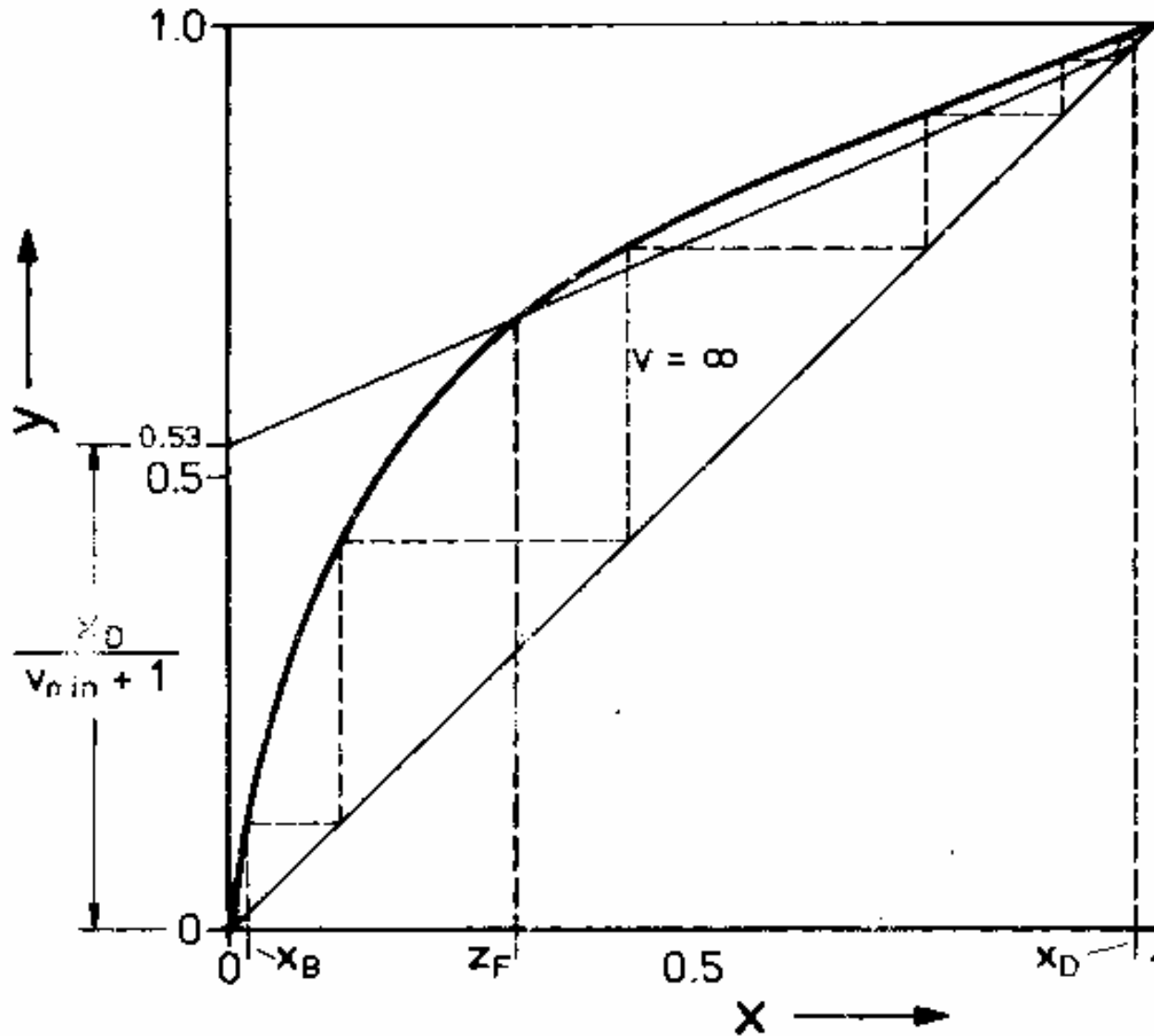
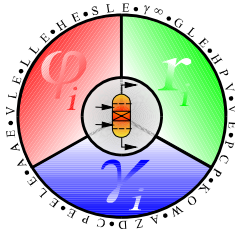


# Bilanzgeraden in Abhängigkeit vom Rücklaufverhältnis

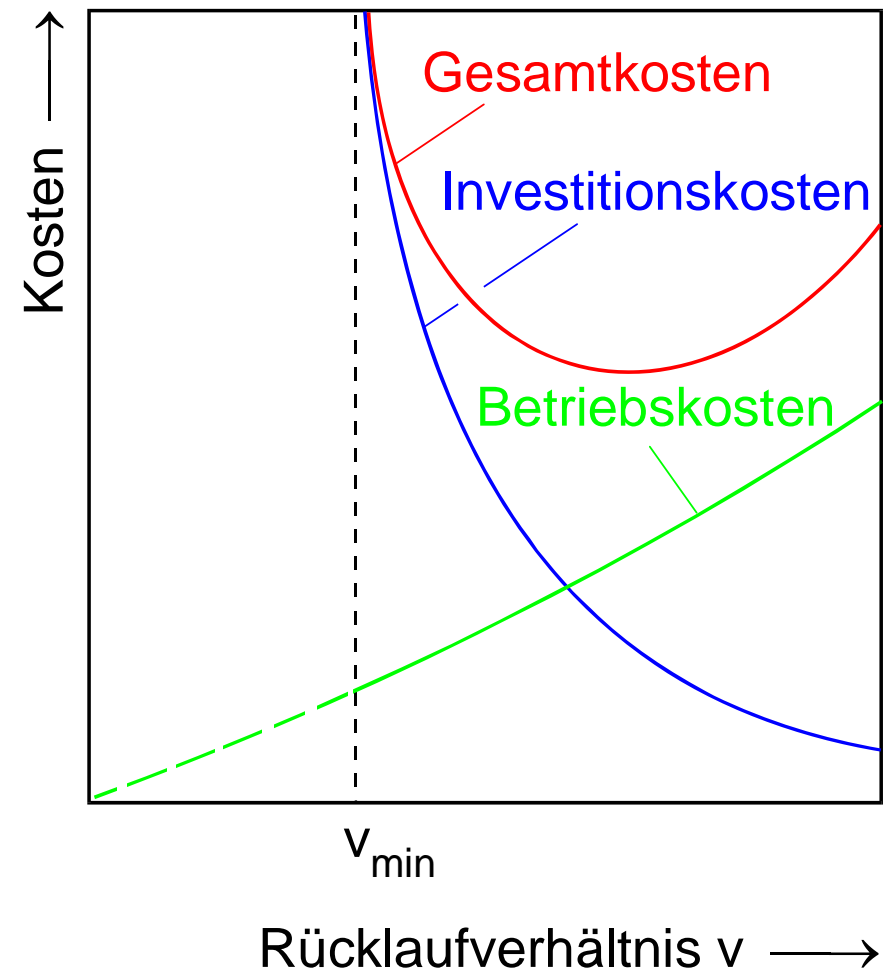
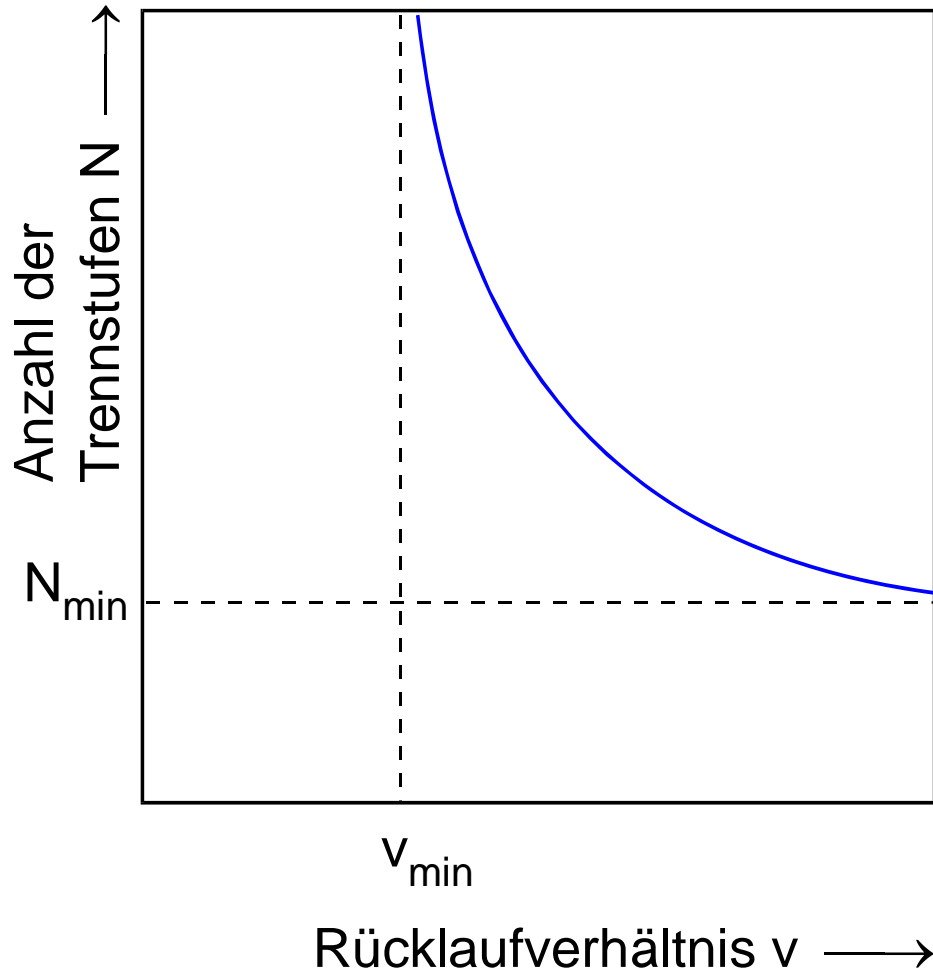
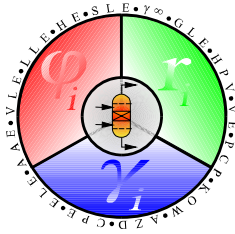




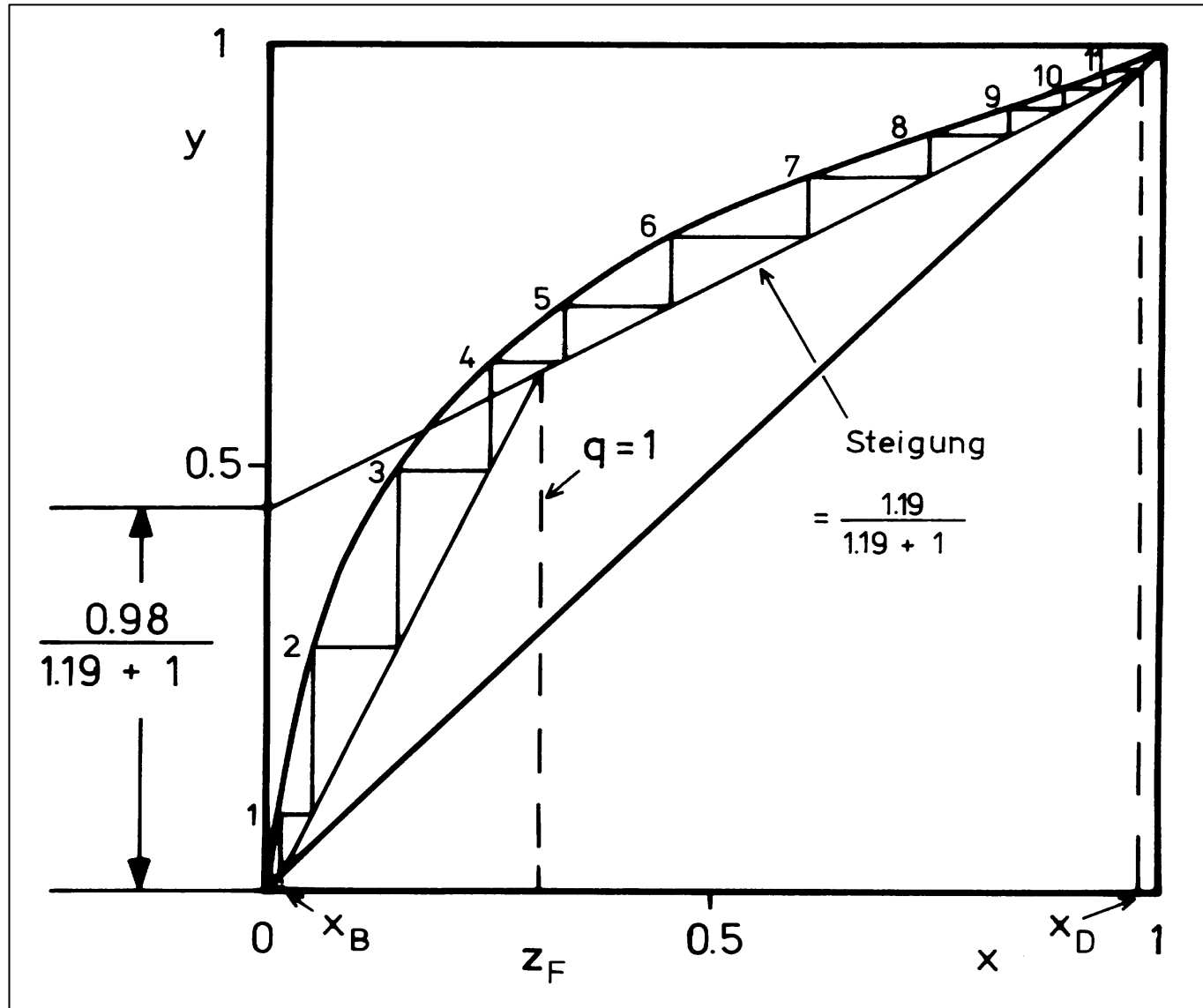
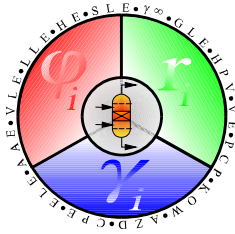
# Bestimmung von $v_{\min}$ und $N_{\min}$ im McCabe-Thiele Diagramm



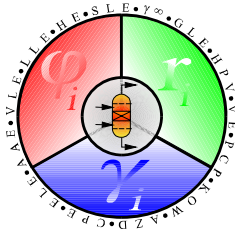
# Abhängigkeit der Stufenzahl und Kosten vom Rücklaufverhältnis



# McCabe-Thiele-Verfahren für das System Methanol-H<sub>2</sub>O



# Fenske-Gleichung zur Ermittlung der minimalen Stufenzahl $N_{\min}$



Annahme:  $\alpha_{ij} = \text{konstant}$   $\alpha_{12} = \frac{y_1/x_1}{y_2/x_2} = \frac{y_1 x_2}{y_2 x_1} = \frac{\gamma_1 P_1^S}{\gamma_2 P_2^S}$

1. Stufe (Sumpf B):  $\left(\frac{x_1}{x_2}\right)_2 = \left(\frac{y_1}{y_2}\right)_1 = \alpha_{12} \left(\frac{x_1}{x_2}\right)_1$

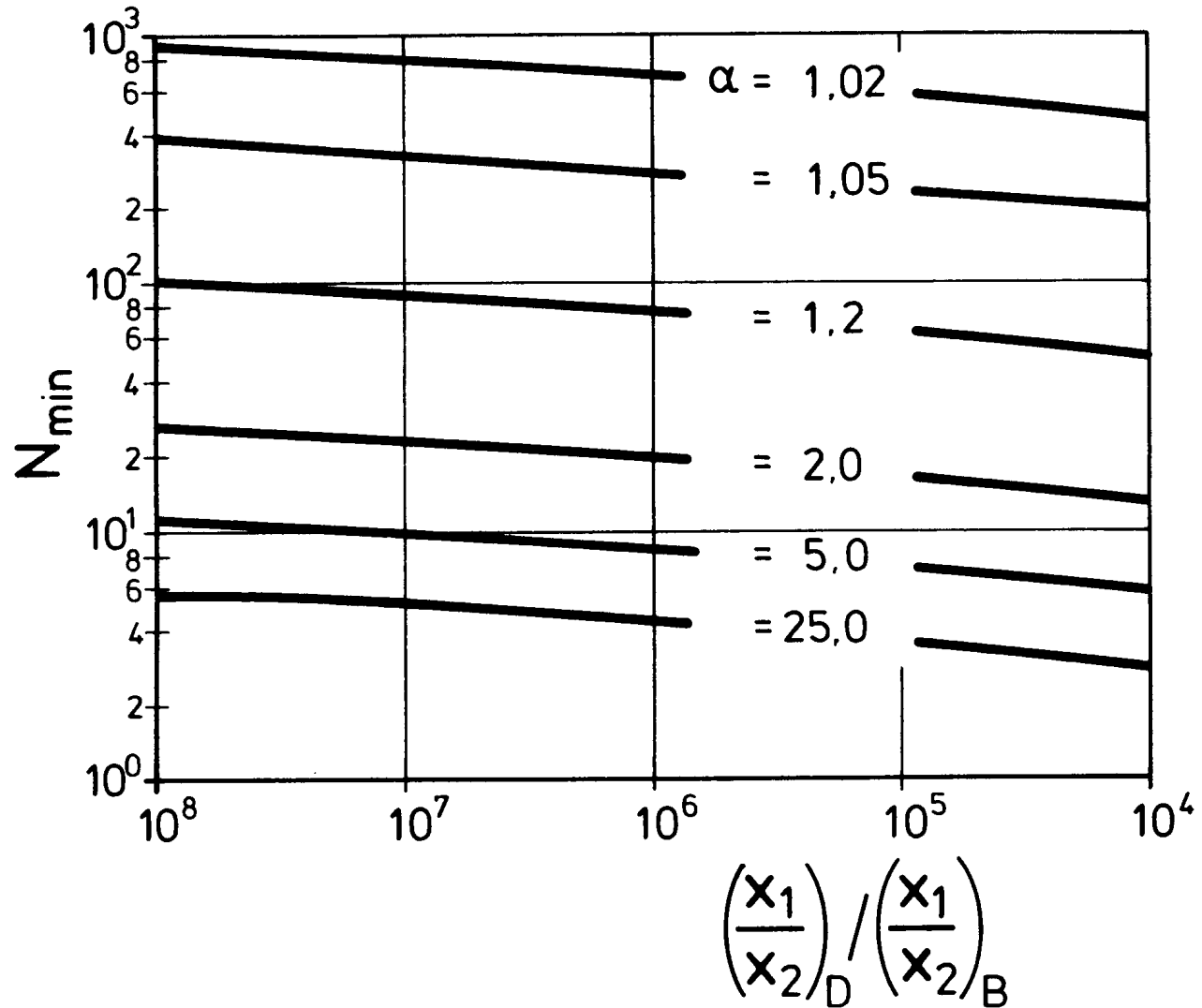
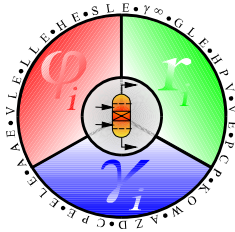
2. Stufe:  $\left(\frac{x_1}{x_2}\right)_3 = \left(\frac{y_1}{y_2}\right)_2 = \alpha_{12} \left(\frac{x_1}{x_2}\right)_2 = \alpha_{12}^2 \left(\frac{x_1}{x_2}\right)_1$

Für  $N_{\min}$  Stufen gilt:  $\left(\frac{x_1}{x_2}\right)_D = \alpha_{12}^{N_{\min}} \left(\frac{x_1}{x_2}\right)_B$

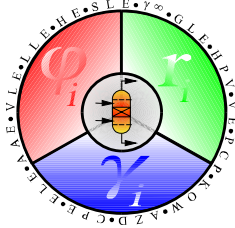
Durch Umstellung erhält man die Fenske-Gleichung:

$$N_{\min} = \frac{\log \left[ \frac{(x_1/x_2)_D}{(x_1/x_2)_B} \right]}{\log \alpha_{12}}$$

# Anzahl theoretischer Stufenzahl als f(Trennfaktor, Produktreinheit)



# Material- und Enthalpiebilanz für eine Gleichgewichtsstufe (MESH-Gleichungen)



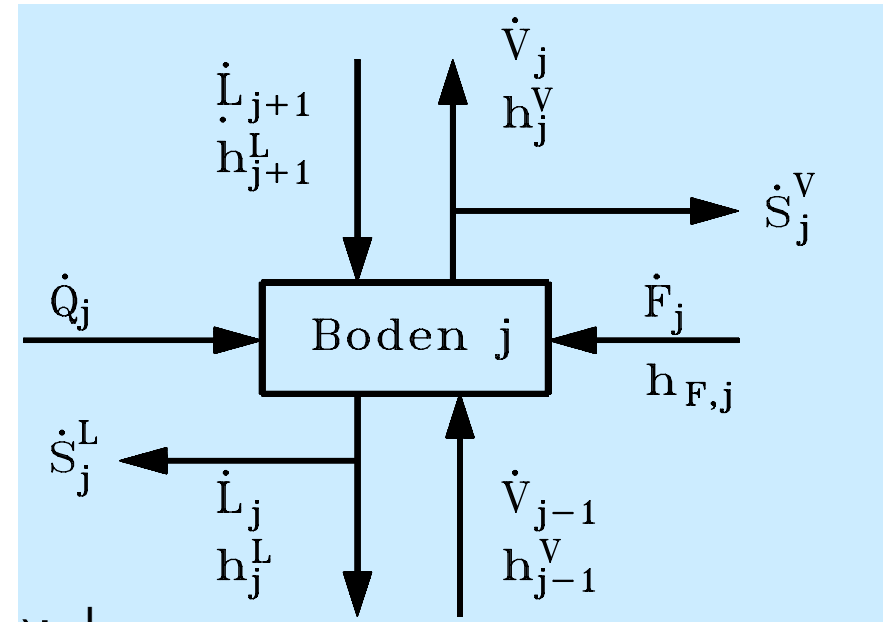
$$M_{i,j} = \dot{L}_{j+1}x_{i,j+1} + \dot{V}_{j-1}y_{i,j-1} + \dot{F}_jz_{i,j} - (\dot{L}_j + \dot{S}_j^L)x_{i,j} \\ - (\dot{V}_j + \dot{S}_j^V)y_{i,j} = 0$$

$$E_{i,j} = y_{i,j} - K_{i,j}x_{i,j} = 0 \quad \left( K_{i,j} = \frac{y_{i,j}}{x_{i,j}} \right)$$

$$S_{x,j} = \sum x_{i,j} - 1.0 = 0$$

$$S_{y,j} = \sum y_{i,j} - 1.0 = 0$$

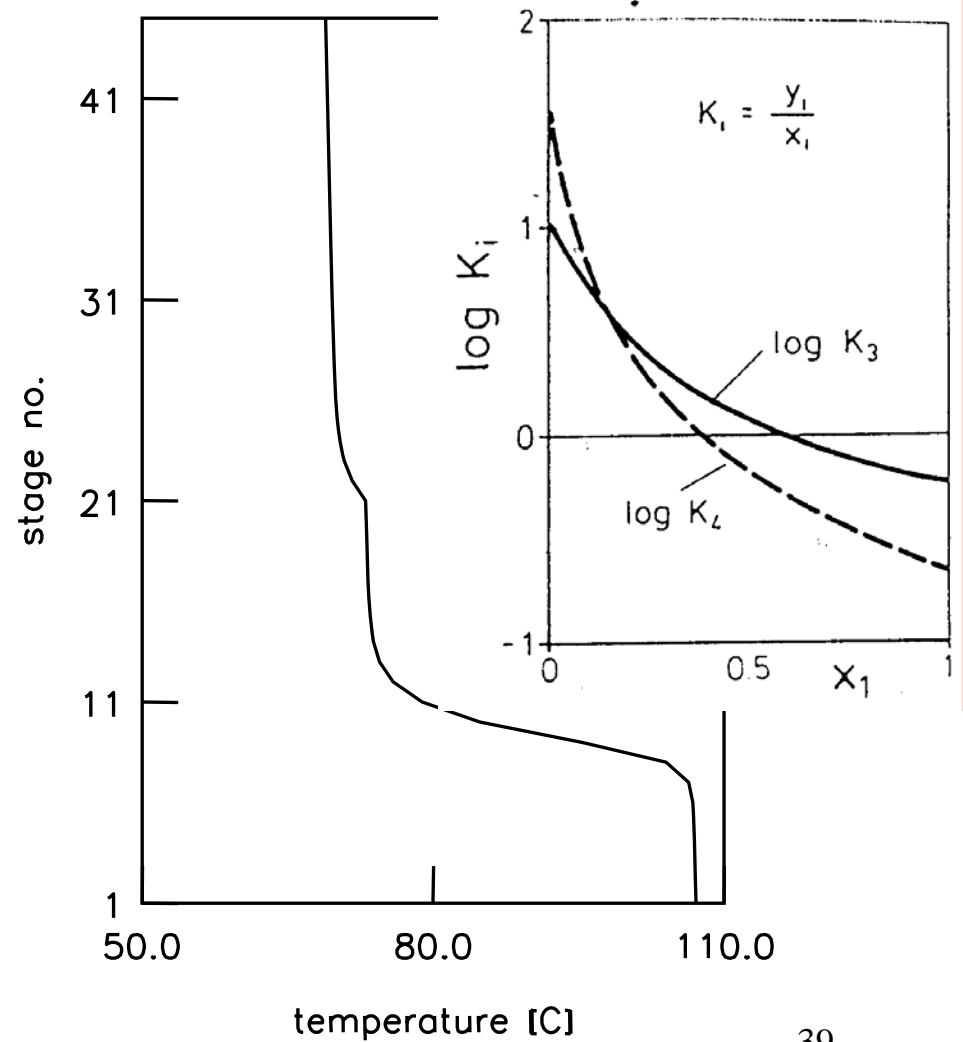
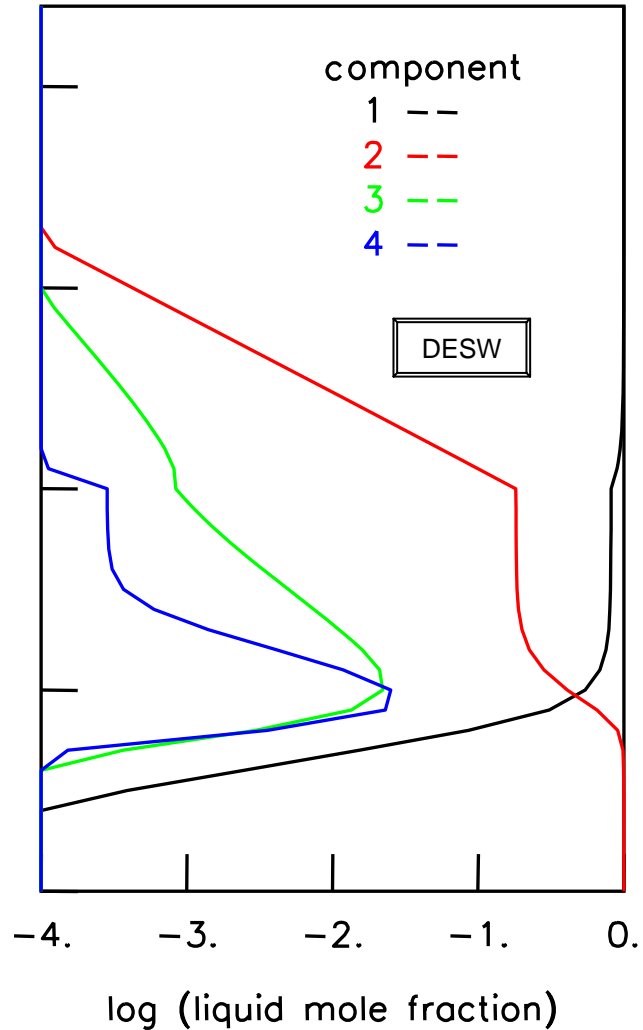
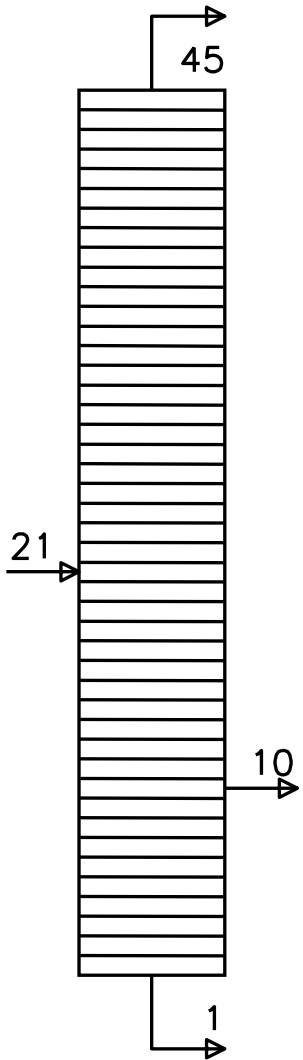
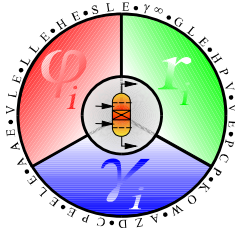
$$H_j = \dot{L}_{j+1}h_{j+1}^L + \dot{V}_{j-1}h_{j-1}^V + \dot{F}_jh_{F,j} - (\dot{L}_j + \dot{S}_j^L)h_j^L \\ - (\dot{V}_j + \dot{S}_j^V)h_j^V + \dot{Q}_j = 0$$



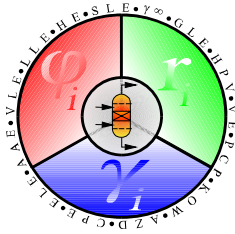
N(2n+3) Gleichungen und  
Unbekannte

Für n = 4 Komponenten und N = 45  
Böden ergeben sich 495 Gleichungen

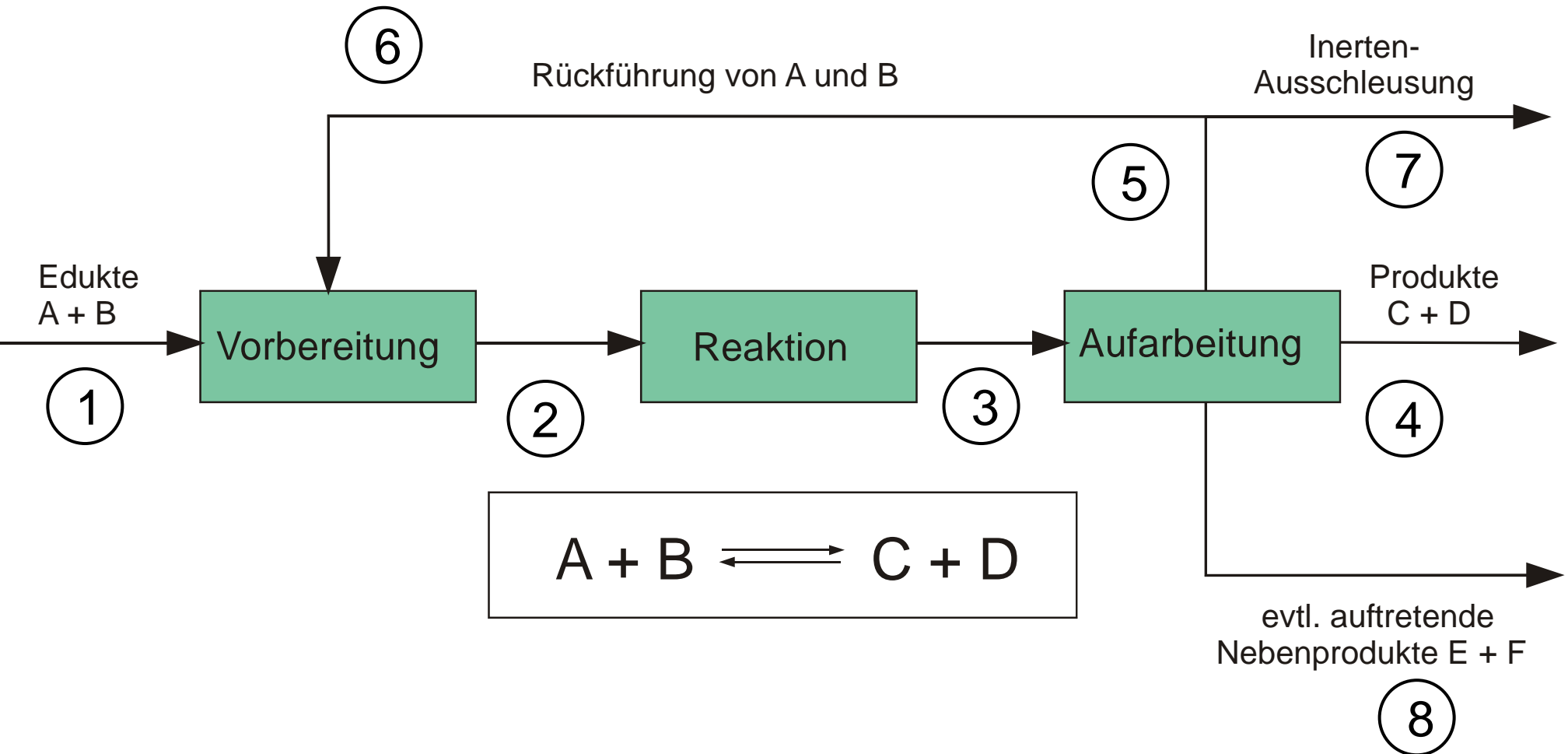
# Trennung des Systems Methanol (1) - Wasser (2) - Ethanol (3) - Isobutanol (4)



# Schema einer typischen Produktionsanlage in der chemischen Industrie

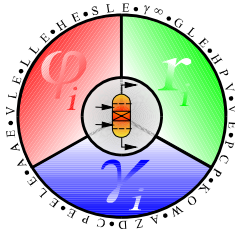


Anlsched.cdr





# Gewinn = Erlös - Herstellkosten



Erlös:

Verkaufte Produktmenge \* Preis/Mengeneinheit

Gewinn

Rücklagen

Dividenden

Steuern ca. 65%

Herstellkosten:

fixe und variable Kosten

Rohstoffe

Energien

Löhne, Gehälter

Investitionen

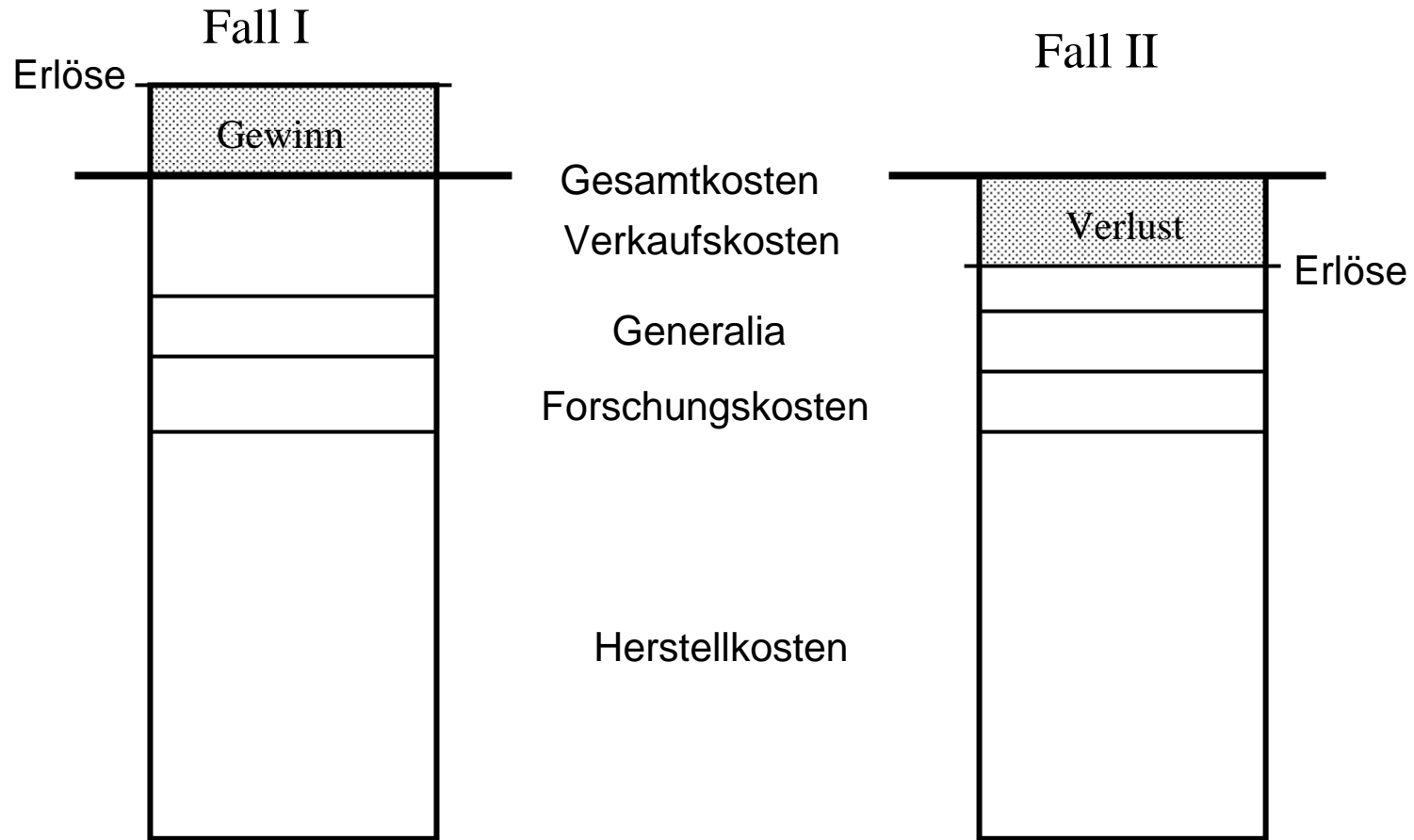
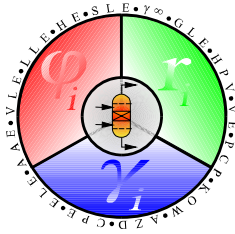
Betriebskosten

Vertriebskosten, ....

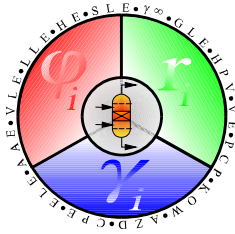
Zu unterscheiden sind folgende Verfahren:

1. rohstoffintensive (z.B. Naturstoffe)
2. energieintensive (z.B. elektrochemische Verfahren)
3. investitionsintensive (z.B. Petrochemie)
4. arbeitsintensive (selten in der chem. Industrie)

# Gewinn (bzw. Verlust) aus einer Produktion



# Ermittlung Herstellkosten (Kalkulation)\*



## Vorkalkulation:

**Berechnung der Herstellkosten für ein neues Produkt**

## Nachkalkulation:

- a) **Kontrolle der Produktionskosten**
- b) **Verbrauchszahlen (Energie, Material):  
wichtige Indikatoren ob Verfahren wie geplant läuft**

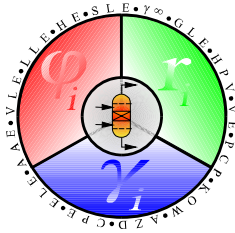
**Ermittlung der Kosten dient:**

- a) **Rentabilitätskontrolle**
- b) **Wirtschaftlichkeitsanalyse**
- c) **Vergleich verschiedener Verfahrensvarianten**

**und liefert Hinweise zur Verbesserung und Rationalisierung des Verfahrens**

\* üblicherweise auf bestimmte Menge des Produkts (z.B. 1 t) bezogen

# Herstellkosten



## Beschäftigungsfixe Kosten

(von Produktionsleistung unabhängig)

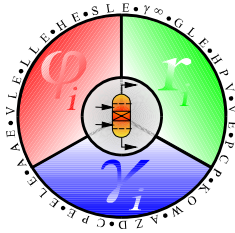
1. Abschreibung für Anlage oder Anlagenmiete (Leasing)
2. Kalkulatorische Zinsen für investiertes Kapital, Versicherungskosten für Anlage
3. Vermögensabhängige Steuern in Abhängigkeit von der Höhe des Betriebsvermögens (z.B. Katalysator Pt.,)
4. Gehälter und Löhne des Stammpersonals der Produktionsstätte

## Beschäftigungsvariable Kosten

(etwa proportional der Produktionsleistung)

1. Rohstoffe
2. Energiekosten
3. Löhne für zusätzliche Arbeitskräfte
4. Sonstige Betriebskosten (z.B. Wasser)
5. Vertriebskosten (z.B. Transportkosten)
6. Umweltschutzkosten, (sog. „pollution control costs“) soweit nicht in Investitionen enthalten
7. Analytik

# Ermittlung des Kapitalbedarfs



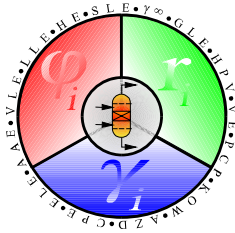
## Anlagenkapital (ca. 80-85%):

Mittel für die Planung und Errichtung der Anlage einschließlich Gebäuden, für Erwerb von Grundstücken, Abwicklung des Projekts

## Umlaufkapital (ca. 15-20%):

1. Vorräte an Roh- und Hilfsstoffen ( Katalysator, Absorptionsmittel, .. )
2. Lagerbestände an Zwischen- und Endprodukten
3. Forderungen für nicht bezahlte Produkte
4. Barmittel zur Aufrechterhaltung der Zahlungsbereitschaft (Löhne, Gehälter, Rechnungen)

# Ermittlung der Investitionskosten einer Chemieanlage

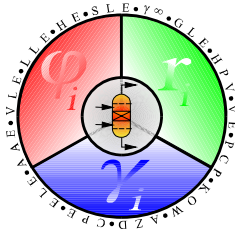


## Neuanlage\* bzw. bereits existierende Anlage:

- Anfrage bei Anlagebauern ( Linde, Lurgi, Krupp-Uhde, ... )
- Haupt- und Zuschlagfaktor
- Gesamtfaktor
- Umrechnung auf andere Kapazitäten: (Degressionskoeffizient)
- bei ähnlichen Verfahren (Preisindex, Länderindex)

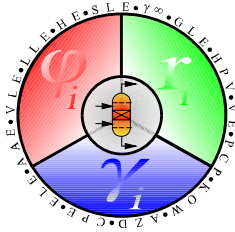
\* schwierige Aufgabe für den Technischen Chemiker bzw. Chemieingenieur

# Zuschlagfaktoren zur Ermittlung des Anlagenkapitals



	Zuschlagfaktor	Schwankungsbreite
<b><u>Hauptpositionen:</u></b>		
Apparate und Maschinen	1,00	
<b><u>Direkte Nebenpositionen:</u></b>		
Apparatemontage	0,15	0,10...0,25
Rohrleitungen und Armaturen	0,60	0,40...1,00
Mess- und Regeltechnik	0,35	0,20...1,20
Elektrotechnik	0,20	0,20...0,50
Bauleistungen (Gebäude, Fundamente, Gerüste)	0,65	0,30...1,00
Verschiedenes (Isolierungen, Feuerschutz, Anschlußleitungen für Energien)	0,15	0,10...0,25
<b><u>Zwischensumme Z</u></b>	<b>3,10</b>	
<b><u>Indirekte Nebenpositionen:</u></b>		
Planung (Engineering)	0,40	0,25...0,50
Unvorhergesehenes	0,20	0,15...0,30
<b><u>Gesamtfaktor G</u></b>	<b>3,70</b>	<b>2,90...4,50</b>

## Möglichkeit zur Berechnung der Investitionskosten bei Erweiterung der Anlagenkapazität



$$\frac{\text{Preis für Anlage 1}}{\text{Preis für Anlage 2}} = \left( \frac{\text{Kapazität der Anlage 1}}{\text{Kapazität der Anlage 2}} \right)^\chi$$

$\chi$  Degressionskoeffizient (oftmals 0.6 - 0.7)

Beispiel: Tank (vereinfacht als Kugel angenommen)

Kapazität C proportional dem Volumen V ( $V = \frac{4}{3} \Pi r^3$ )

Preis P proportional der Oberfläche A ( $A = 4 \Pi r^2$ )  
(Materialpreis)

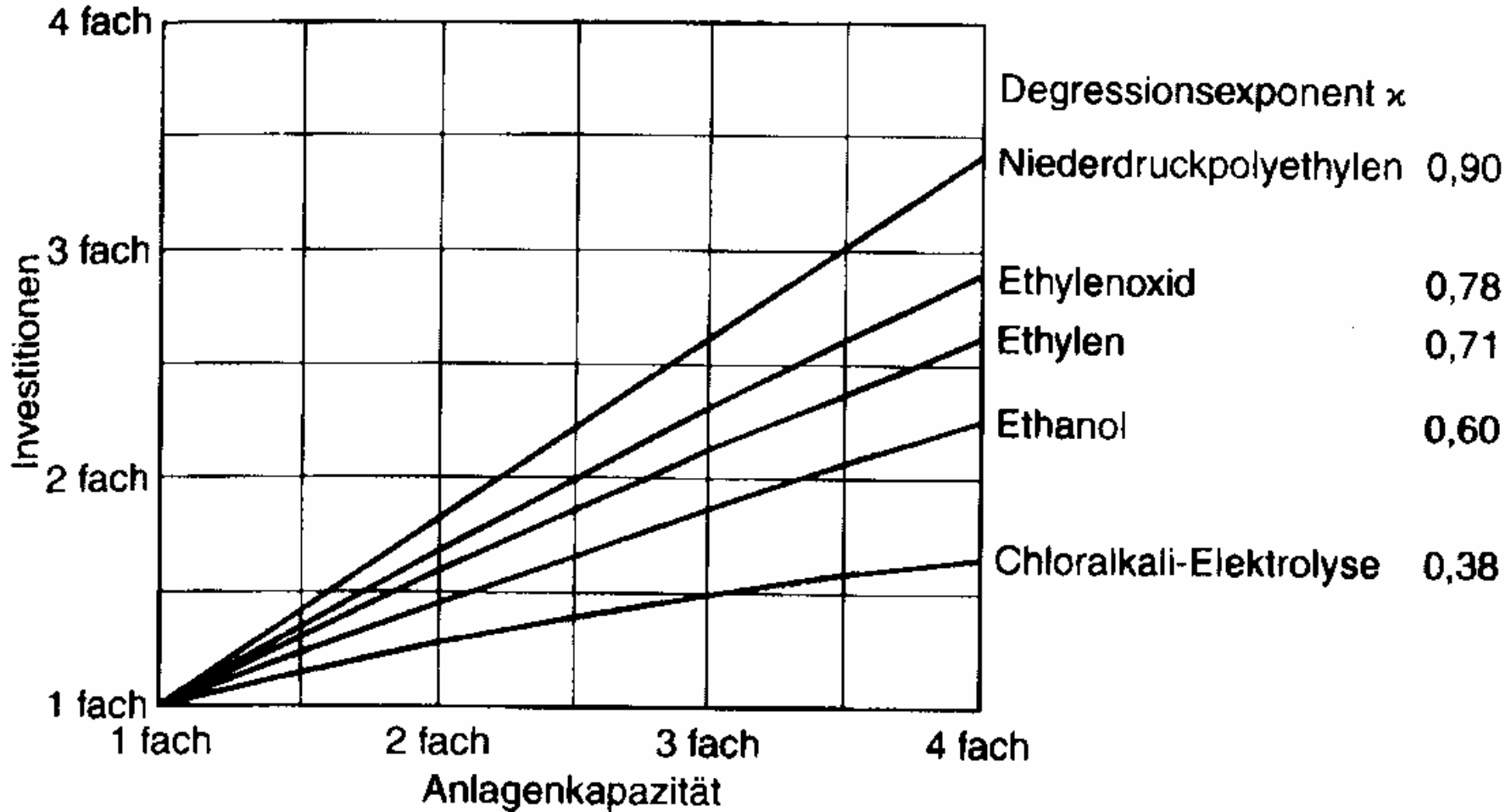
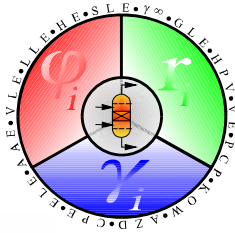
$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{r_1^2}{r_2^2}$$

$$\frac{C_1}{C_2} = \frac{r_1^3}{r_2^3} \Rightarrow \left( \frac{C_1}{C_2} \right)^{2/3} = \frac{r_1^2}{r_2^2}$$

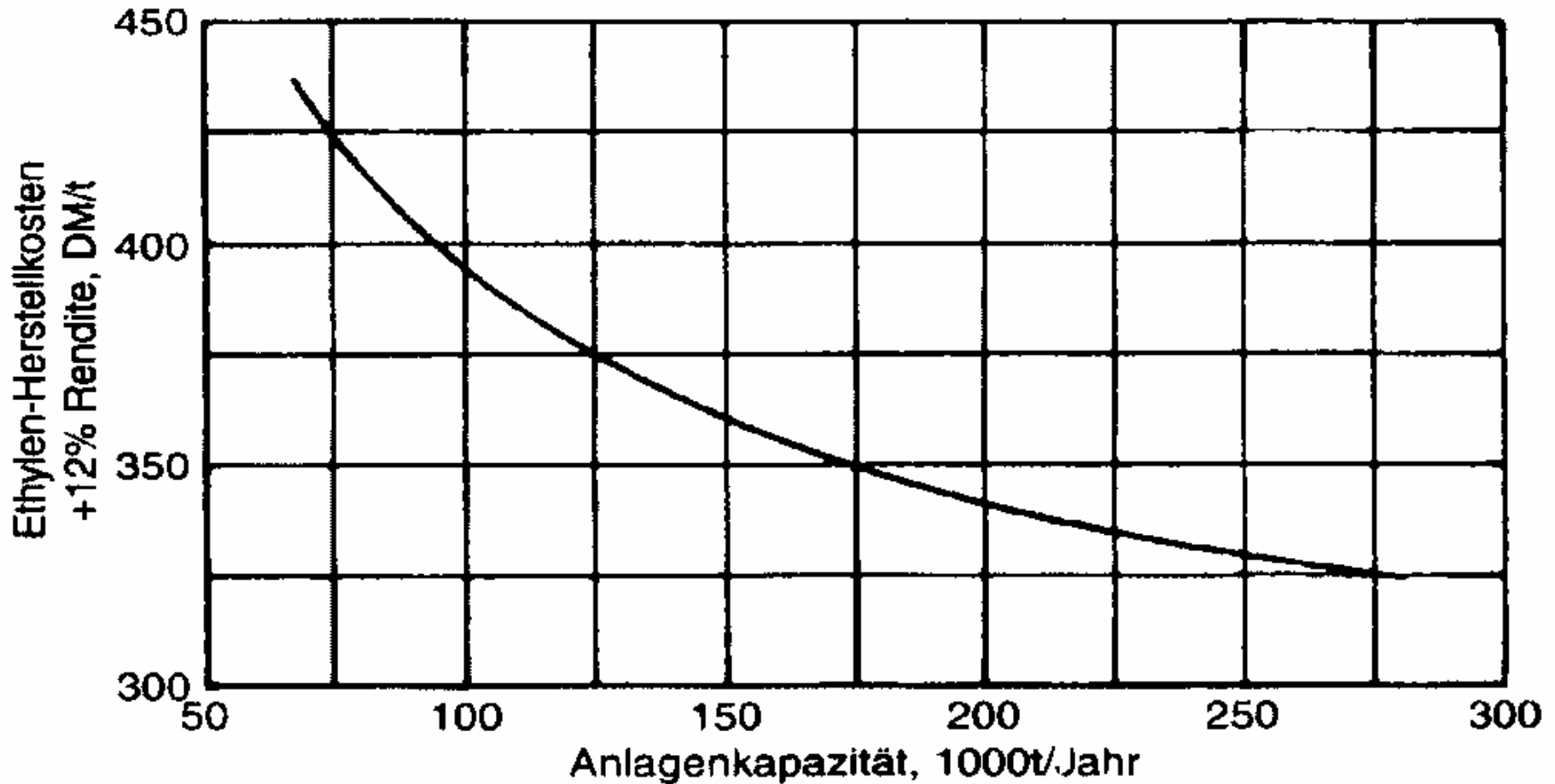
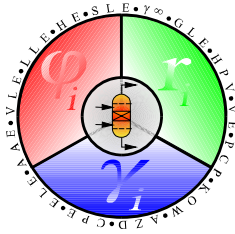
$$\frac{P_1}{P_2} = \left( \frac{C_1}{C_2} \right)^{2/3}$$



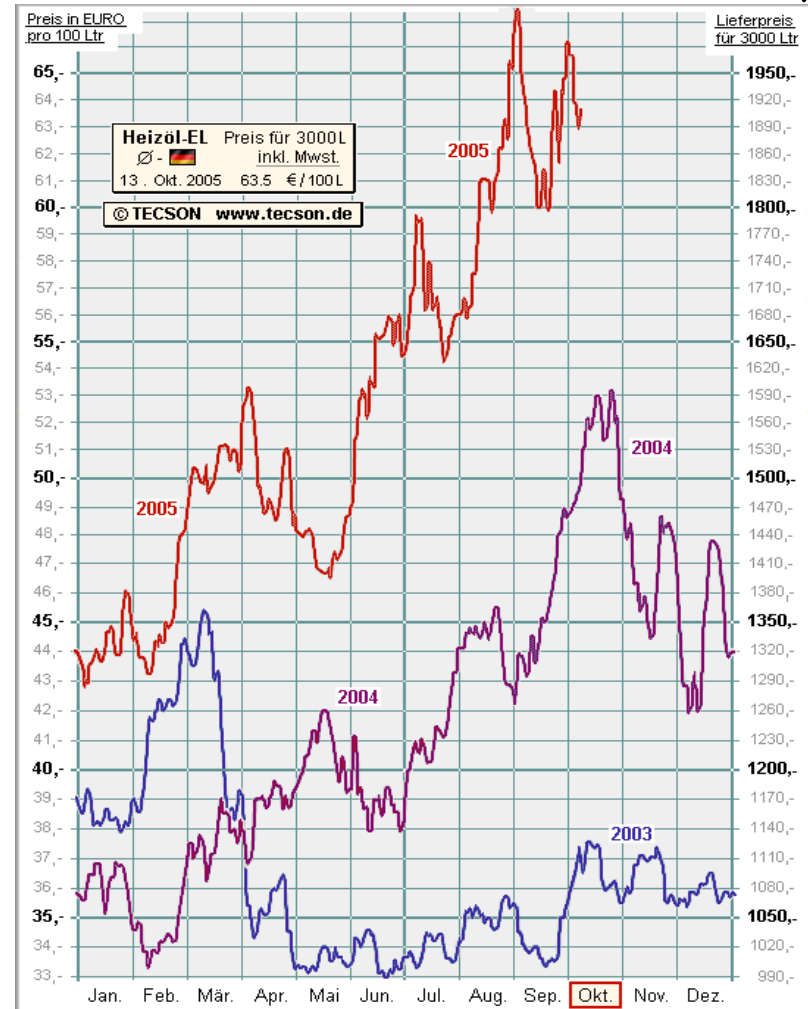
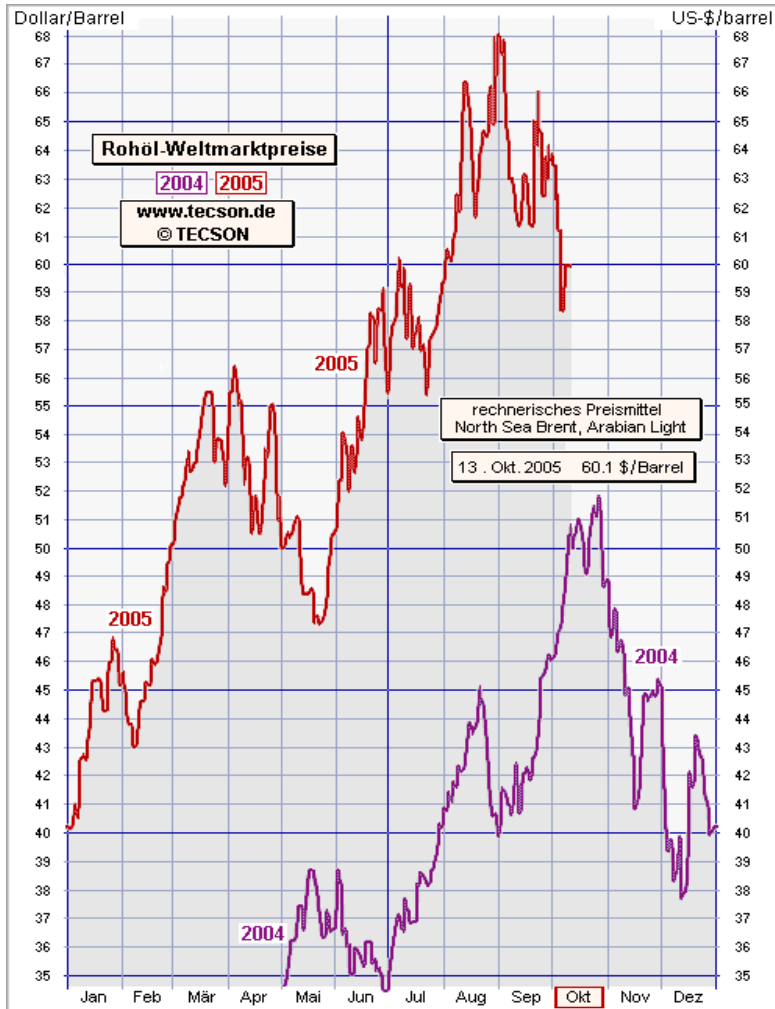
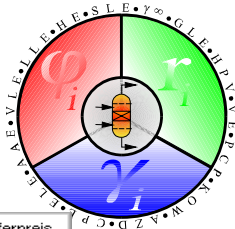
# Abhängigkeit der Investitionen von der Anlagenkapazität



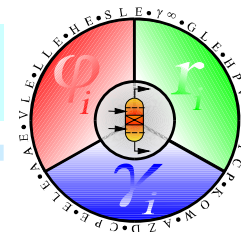
# Ethylen-Herstellkosten einschl. 12% Rendite in Abhängigkeit von der Anlagenkapazität



# Rohöl-Weltmarktpreis



# Prices of Some Bulk Chemicals in Europe and the USA (US \$/t), January 1999<sup>a</sup>

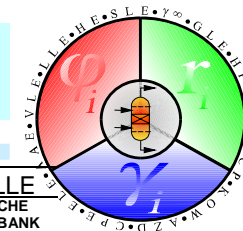


Chemical	Europe, spot	Europe, contract	USA, contract
Ethene	320 – 330 (cif, nom)	404	335 – 340 (Oct)
Propene <sup>b</sup>	230 – 250 (cif, nom)	265	276 (Oct)
Butadiene	200 – 210 (fob, nom)	288	331 (Nov)
Benzene	207 – 212 (fob)	222	239 (Nov)
Toluene	170 – 175 (fob, nom)	184	204 (Nov)
<i>p</i> -Xylene	225 – 230 (fob)	315	325 (Q4)
<i>o</i> -Xylene	228 – 237 (fob)	243	287 (Q4)
Styrene	390 – 400 (T2, fob, nom)	467 – 492	507 – 520 (Oct)
Methanol	90 – 95 (T2, fob)	105	103 – 108 (Oct)
	80 – 85 (T1, cif, nom)		
MTBE	168 – 170 (fob, nom)	n.a.	n.a.
Ammonia	105 – 110 (CFR)	n.a.	n.a.

<sup>a</sup> Source: European Chemical News, 11 – 18 January 1999. fob = free-on board; cif = cost, insurance and freight; T1 = imported material subject to EC common external tariffs; T2 = EC material, not dutiable; nom = initial but unfixed negotiating range; n.a. = not available

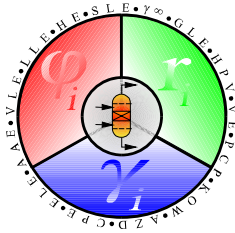
<sup>b</sup> Polymer grade.

# Rohstoffpreise (DM/t) und Dollarkurs 1988/1989



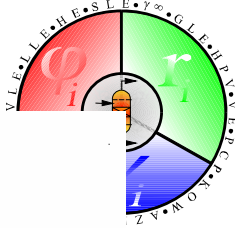
PRODUKT		J	F	M	A	M	J	J	A	S	O	N	D	QUELLE	
DOLLARKURS	1988	1.6517	1.6976	1.6780	1.6733	1.6934	1.7557	1.8440	1.8874	1.8669	1.8215	1.7497	1.7555	DEUTSCHE BUNDESBANK	
	1989	1.8403	1.8521	1.8653	1.8704	1.9503	1.9809	1.8941	1.9260	1.9526	1.8400	1.8304			
ROHÖL	1988	215.48	213.99	205.86	202.15	209.78	218.50	215.71	219.19	205.43	184.77	180.02	199.10	BUNDESANT. FÜR GEW. WIRTSCHAFT.	
	1989	225.32	244.52	251.41	274.14	276.82	272.10	255.68	245.37	254.80	261.34				
NAPHTHA	1988	240	255	229	250	271	268	258	253	241	227	228	239	PLATTS-MARKETSCA	
	1989	279	294	318	334	343	329	297	291	298	283	286			
ETHYLEN	V	1988	835	820	815	815	838	835	908	908	1019	1060	1060	1060	ECN - LC
		1989	1220	1220	1238	1240	1240	1240	1131	1115	1115	1059	945		
	S	1988	824	820	863	897	988	1076	1075	1103	1240	1406	1525	1538	ICIS
		1989	1513	1509	1573	1638	1628	1292	1064	1031	968	909	812		
PROPYLEN	V	1988	620	620	610	586	588	588	621	626	787	840	840	840	FCN - LC
		1989	950	973	1060	1060	1060	1060	966	825	825	743	716		
	S	1988	562	559	542	556	627	636	634	712	930	993	1069	1138	ECN
		1989	1222	1167	1192	1132	1141	975	790	742	769	653	542		
BENZOL	V	1988	435	435	508	580	580	580	570	570	593	660	660	660	ECN - LC
		1989	998	1000	963	850	850	800	650	650	656	663	660		
	S	1988	429	526	594	545	532	532	572	619	652	623	719	994	ECN
		1989	1041	872	864	853	780	666	525	614	666	734	831		
TOLUOL	V	1988	317	351	360	406	460	470	470	470	483	520	520	520	ECN - LC
		1989	635	750	750	720	690	690	561	529	526	518	518		
	S	1988	344	394	443	433	437	437	463	496	526	503	572	683	ECN
		1989	710	604	651	686	657	543	449	449	486	538	518		
p-XYLOL	V	1988	627	610	610	705	800	800	868	940	1005	1070	1070	1070	ECN - LC
		1989	1165	1170	1170	1198	1225	1225	1225	1225	1225	1225	1225		
	S	1988	629	822	1030	1006	1016	1015	1070	1159	1230	1404	1576	1605	ECN
		1989	1700	1459	1487	1392	1274	1264	1155	1238	1261	1196	1128		
o-XYLOL	V	1988	480	480	480	533	585	585	583	580	630	780	780	865	ECN - LC
		1989	954	965	955	925	925	874	720	720	703	650	650		
	S	1988	472	538	564	566	559	567	610	662	754	858	959	1027	ECN
		1989	1102	1039	927	838	852	777	600	609	633	595	575		
METHANOL	V	1988	293	293	293	311	311	311	338	338	338	338	338	338	PLATTS
		1989	318	318	318	318	318	318	318	253	253	253	180	155	
	S	1988	304	301	304	313	320	334	343	343	339	332	324	319	
		1989	315	315	314	307	289	257	220	168	135	150	165		
STYROL	V	1988	2220	2220	2220	2220	2350	2350	2475	2550	2550	2600	2600	2600	ECN - LC
		1989	2495	2460	2460	2060	2060	2060	1660	1660	1575	1320	1320		
	S	1988	2382	2684	2671	2717	3092	3329	3528	3535	2847	2561	2334	2386	ECN
		1989	2315	2213	2052	1913	1568	1622	1297	1333	1351	1230	1195		

# Mittlere Energiepreise für Industrieverbraucher in Deutschland (2005)



<b>elektrischer Strom</b>	<b>0,05 - 0,06 €kWh<sup>-1</sup></b>
<b>Dampf:</b>	
<b>Niederdruckdampf (3-5 bar)</b>	<b>ca. 16,- €t<sup>-1</sup></b>
<b>Mitteldruckdampf (15-25 bar)</b>	<b>ca. 18,- €t<sup>-1</sup></b>
<b>Hochdruckdampf (80-120 bar)</b>	<b>ca. 20 - 25 €t<sup>-1</sup></b>
<b>Erdgas</b>	<b>200 - 250 €t<sup>-1</sup></b>
<b>Kühlwasser</b>	<b>0,04 - 0,08 €m<sup>-3</sup></b>
<b>Prozesswasser</b>	<b>0,30 - 0.60 €m<sup>-3</sup></b>
<b>Trinkwasser</b>	<b>1,20 - 2,50 €m<sup>-3</sup></b>
<b>entsalztes Wasser</b>	<b>2,00 - 3,00 €m<sup>-3</sup></b>
<b>Druckluft</b>	<b>5,00 -20,00 €pro 1000Nm<sup>3</sup></b>

# Freizeit-Weltmeister Deutschland



## Die Jahresarbeitszeit

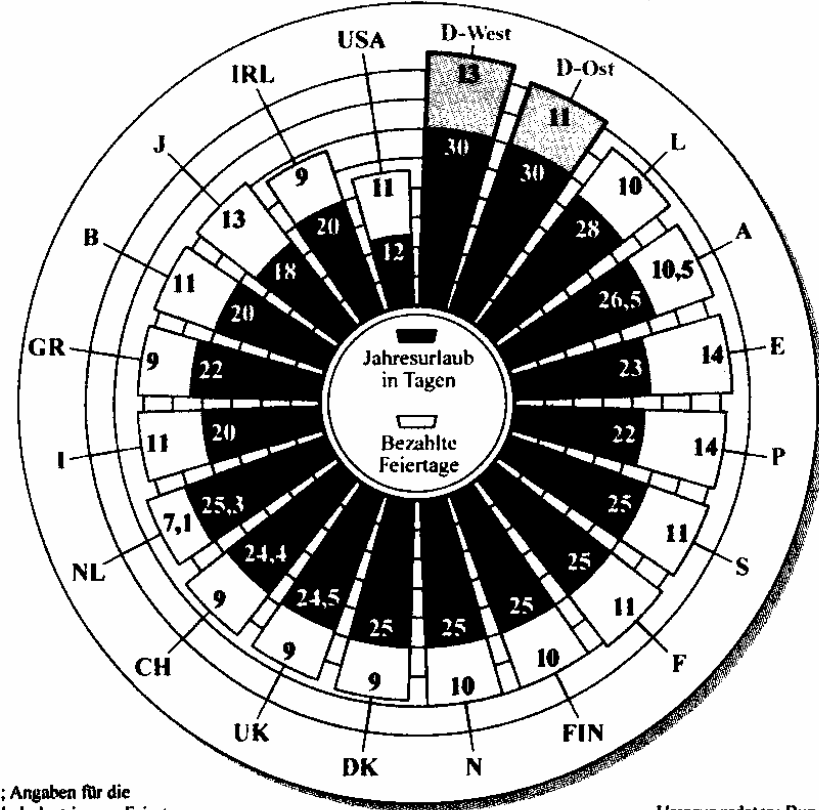
Tatsächlich geleistete Arbeitszeit im Jahr 2002  
je Erwerbstätigen in Stunden



Quelle: OECD

'2001

© Globus 8821



Stand: 2002; Angaben für die  
Verarbeitende Industrie; nur Feiertage,  
die auf einen Arbeitstag fallen

Institut der deutschen Wirtschaft Köln

Ursprungsdaten: Bundesvereinigung  
der Deutschen Arbeitgeberverbände

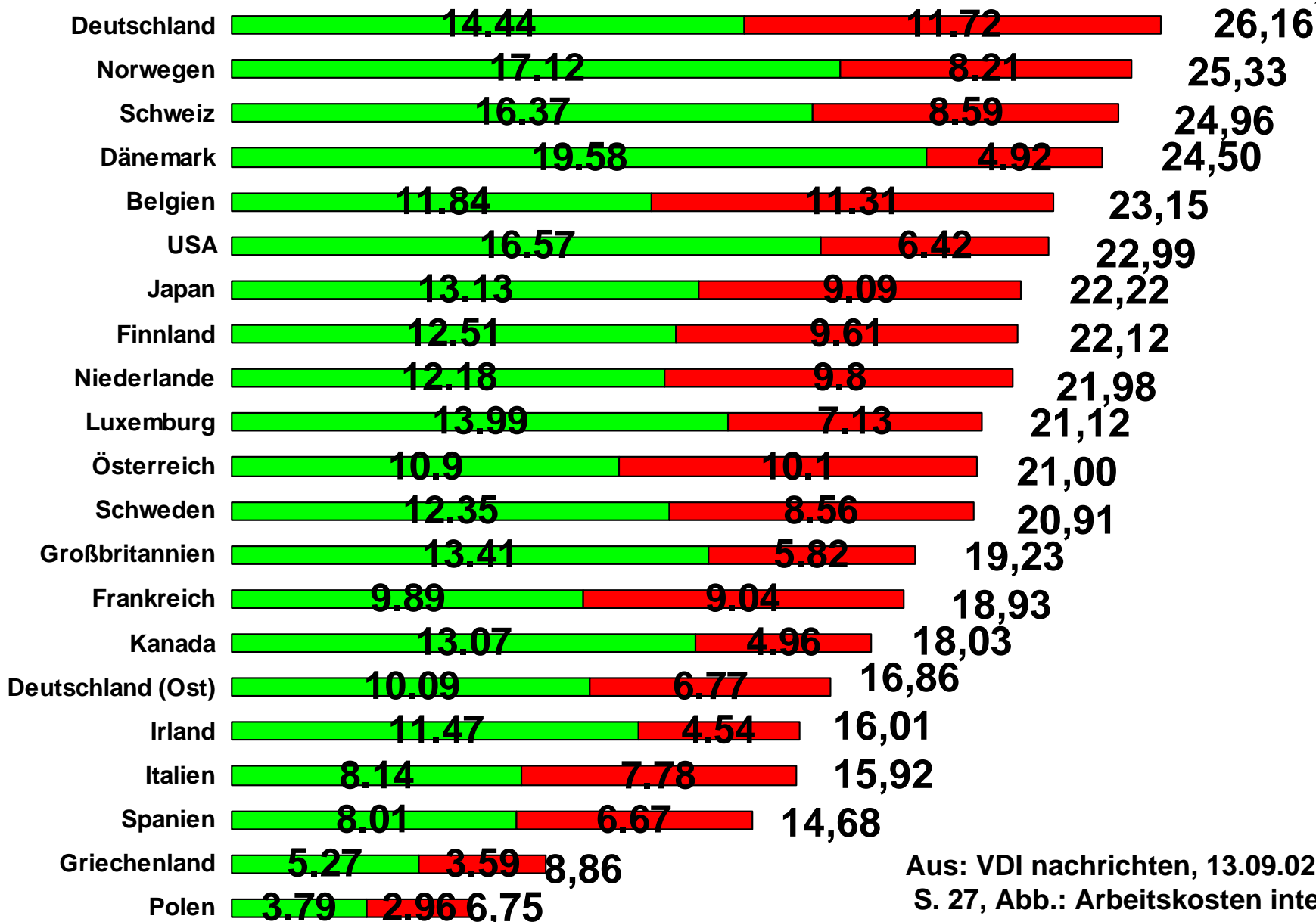
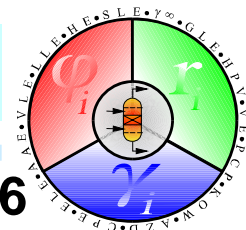
Urlaub und Feiertage zusammengerechnet, konnten deutsche Industriearbeiter im vergangenen Jahr ihrem Betrieb über acht Wochen den Rücken kehren – und das bei voller Bezahlung. So gab es im Jahr 2002 in Westdeutschland allein 13 bezahlte Feiertage, die nicht auf ein Wochenende fielen. Im laufenden Jahr werden es kaum weniger sein. Deutschland nimmt damit die Spitze der internationalen Freizeitrangliste ein.

Quelle: IDW, 17. April 2003

© 16/2003 Deutscher Instituts-Verlag

Aus: Forschung & Lehre 7/2003  
S. 348

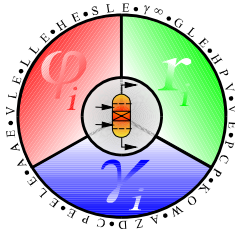
# Löhne je Arbeitsstunde in der Verarbeitenden Industrie 2001 in Euro



Aus: VDI nachrichten, 13.09.02, Nr. 27,  
S. 27, Abb.: Arbeitskosten international



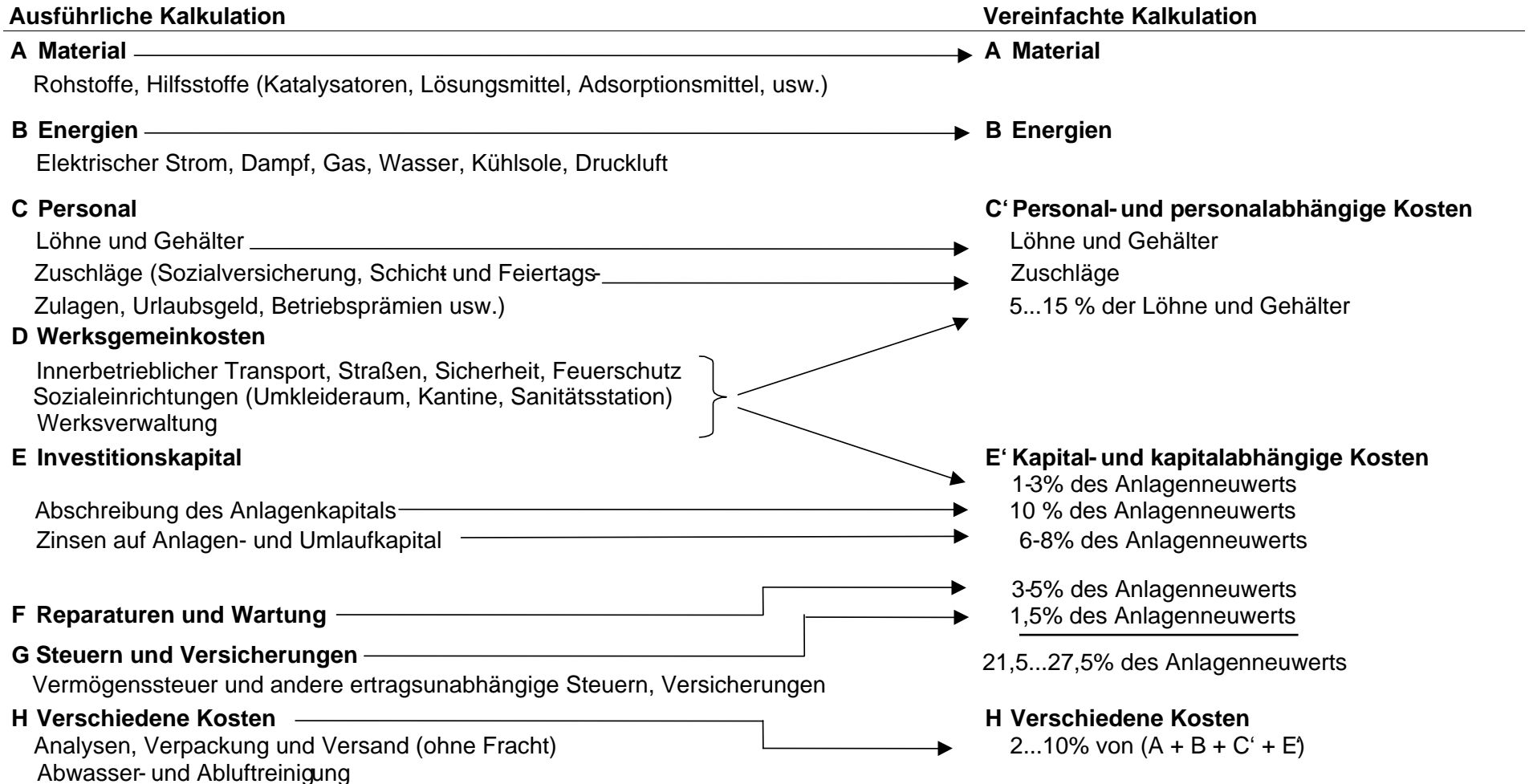
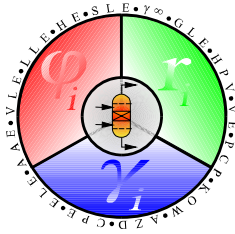
# Personalkosten Deutschland



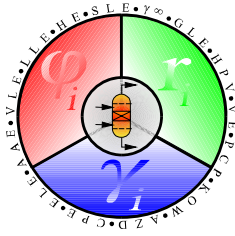
**Lohn bzw. Gehalt einschließlich Zuschläge und  
Werksgemeinkostenanteil:**

<b>Facharbeiter Normalschicht</b>	<b>€a<sup>-1</sup> 64 000</b>
<b>Facharbeiter Wechselschicht</b>	<b>€a<sup>-1</sup> 70 000</b>
<b>Techniker</b>	<b>€a<sup>-1</sup> 72 000</b>
<b>Betriebsführer</b>	<b>€a<sup>-1</sup> 110 000</b>

# Herstellkosten ( ausführliche und vereinfachte Kalkulation )

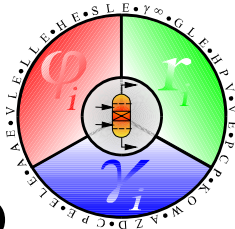


# Daten für eine Anlage zur Herstellung von Ethylenoxid (EO) durch Direktoxidation von Ethylen



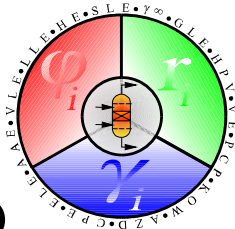
<b>Produktionskapazität</b>	<b>180 000 t EO a<sup>-1</sup> = 22.5 t EO h<sup>-1</sup> bei 8000 Betriebsstunden pro Jahr</b>
<b>Anlagenkapital (Deutschland 2005)</b>	<b>112 Mio. € = 622.22 €/t EO/a</b>
<b>Rohstoffbedarf</b> <ul style="list-style-type: none"><li>• Ethylen</li><li>• Sauerstoff</li></ul>	<b>0.790 t (t EO)<sup>-1</sup> 0.800 t (t EO)<sup>-1</sup></b>
<b>Energiebedarf</b> <ul style="list-style-type: none"><li>• elektrischer Strom</li><li>• Kühlwasser</li></ul>	<b>600 kWh (t EO)<sup>-1</sup> 300 m<sup>3</sup> (t EO)<sup>-1</sup></b>
<b>Energieerzeugung</b> <ul style="list-style-type: none"><li>• Mitteldruckdampf (19 bar, 210 °C)</li></ul>	<b>0.1 t (t EO)<sup>-1</sup></b>
<b>Nebenprodukt</b> <ul style="list-style-type: none"><li>• Ethylenglykol (roh)</li></ul>	<b>0.05 t (t EO)<sup>-1</sup></b>

# Kalkulation der Herstellkosten von Ethylenoxid ( $\text{€t}^{-1}$ EO); Anlagenkapazität 180 000 t EO a<sup>-1</sup>; Kostenbasis Deutschland 2005



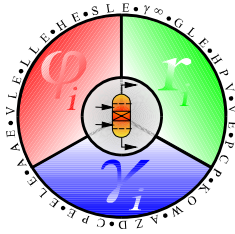
Kostenart	Einheitspreis	$\text{€t}^{-1}$ EO
<b>A Materialien</b>		
Rohstoffe		
0.790 t Ethylen	760 $\text{€t}^{-1}$	600.40
0.800 t Sauerstoff	60 $\text{€t}^{-1}$	48.00
Katalysator		15.00
Hilfsstoffe (Methan, sonst. Chemikalien)		5.00
0.05 t Ethylenglykol (roh)	300 $\text{€t}^{-1}$	-15.00
		<b>653.40</b>
<b>B Energien</b>		
600 kWh elektrischer Strom	0.06 $\text{€ kWh}^{-1}$	36.00
300 m <sup>3</sup> Kühlwasser	0.07 $\text{€ m}^{-3}$	21.00
0.1 t Dampf (19 bar, 210°C)(Gutschrift)	14.00 $\text{€t}^{-1}$	- 1.40
		<b>55.60</b>

# Kalkulation der Herstellkosten von Ethylenoxid ( $\text{€t}^{-1}$ EO); Anlagenkapazität 180 000 t EO a<sup>-1</sup>; Kostenbasis Deutschland 2005



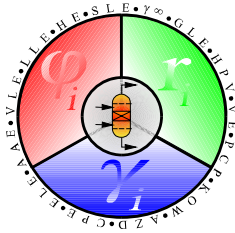
Kostenart	Einheitspreis	$\text{€t}^{-1}$ EO
C' Personal- und personalabhängige Kosten (Berechnung s. unten)	1 492 000 $\text{€ a}^{-1}$	8.30
E' Kapital- und kapitalabhängige Kosten pro Jahr: 23 % von 112 Mio. $\text{€}$	25 760 000 $\text{€ a}^{-1}$	143.10
H Verschiedene Kosten 3 % von (A + B + C' + E')		25.80
<b>Herstellkosten</b>		<b>886.20</b>

## Personal- und personalabhängige Kosten



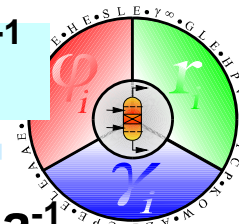
Personalbedarf	Lohn bzw. Gehalt einschl. Zuschläge und Werksgemein- kosten (€ a <sup>-1</sup> )	€ a <sup>-1</sup>
<hr/>		
5 Schichten		
• 3 Facharbeiter/Schicht	64 000	960 000
• 1 Schichtführer/Schicht	70 000	350 000
• 1 Techniker	72 000	72 000
• 1 Betriebsführer	110 000	110 000
<b>Insgesamt</b>		<b>1 492 000</b>

# Ermittlung des Gewinns aus einer Ethylenoxidproduktion; Auslastung 100 %; Kostenbasisis: Deutschland 2005



	Mio. € a <sup>-1</sup>	€ t <sup>-1</sup> EO
Erlöse (Umsatz)	198.000	1 100.00
- Verkaufskosten (5 % vom Umsatz)	9.900	55.00
- Generalia (3 % vom Umsatz)	5.940	33.00
- Lizenzgebühren (1 % vom Umsatz)	1.980	11.00
- Herstellkosten	159.516	886.20
<b>= Gewinn</b>	<b>20.664</b>	<b>114.80</b>

# Fixe und proportionale Kosten einer Ethylenoxidanlage für 180 000 t a<sup>-1</sup> bei einer Auslastung von 100 %; Kostenbasis: Deutschland 2005



	Kostenanteil	Mio. € a <sup>-1</sup>
<b>Fixe Kosten</b>		
• Personal- und personalabhängige Kosten	100 %	1.492
• Kapital- und kapitalabhängige Kosten	100 %	25.760
• Verschiedene Kosten	50 %	2.322
• Verkauf		2.475
• Generelle		5.940
<b>Summe</b>		<b>37.989</b>
<b>Proportionale Kosten</b>		
• Material		117.612
• Energien	100 %	10.008
• Verschiedene Kosten	50 %	2.322
• Verkauf	75 %	7.425
• Lizenzgebühren	100 %	1.980
<b>Summe</b>		<b>139.347</b>

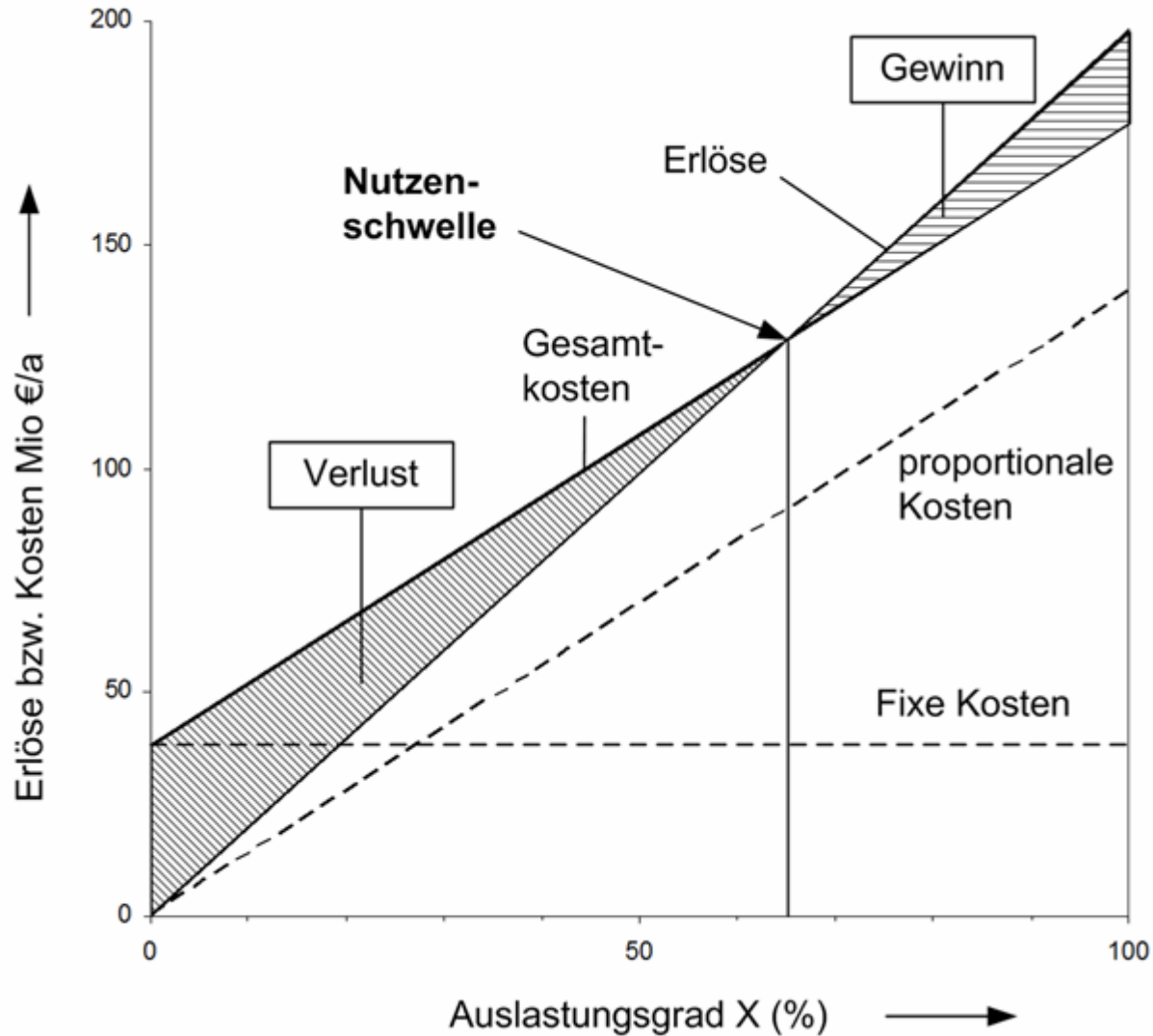
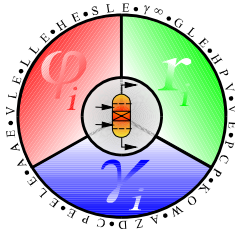
Gesamtkosten = fixe Kosten + variable Kosten

= 37.989 + 139.347 X (Mio. € a<sup>-1</sup>)

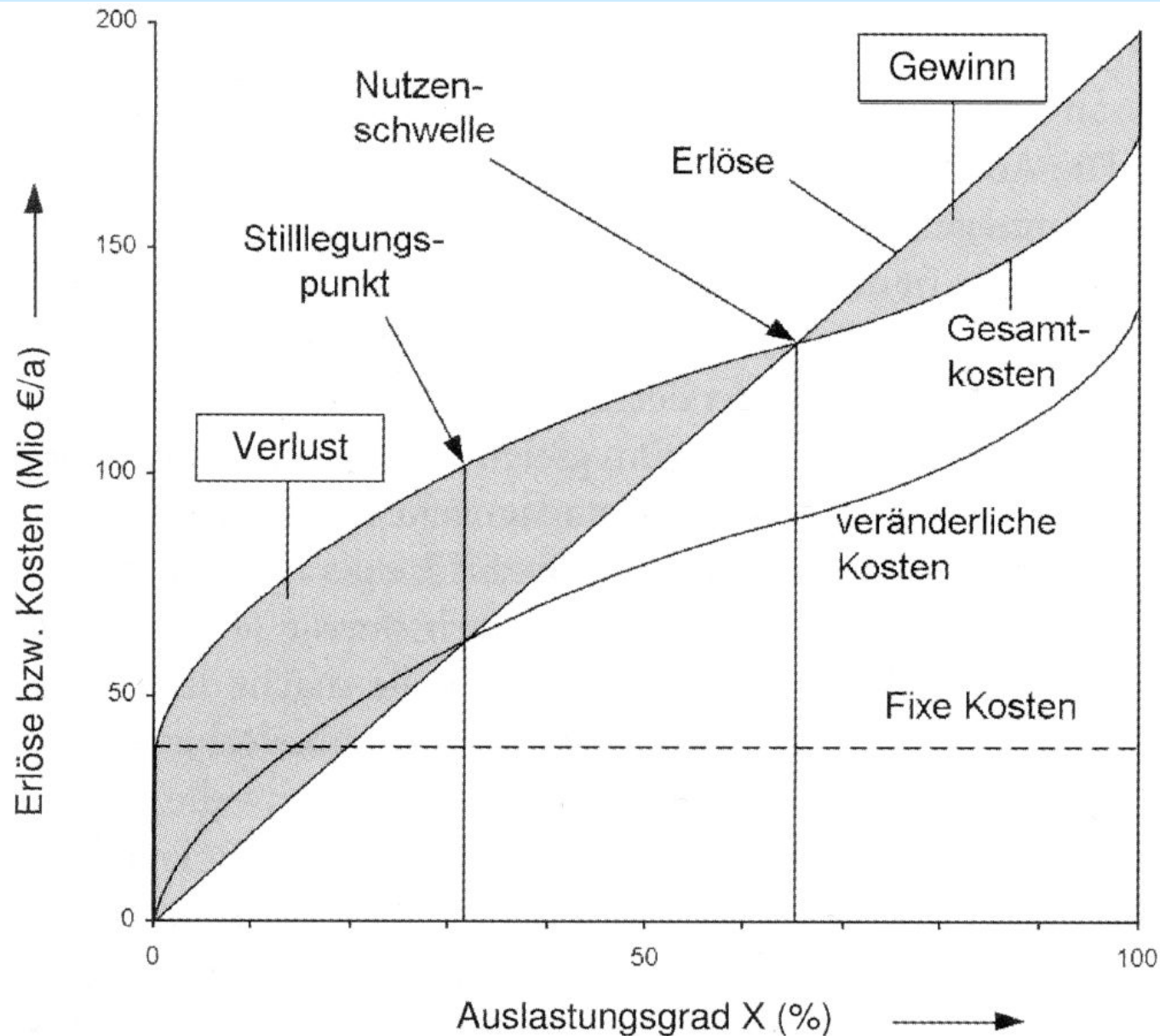
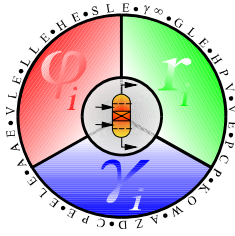
Erlöse = 198.000 X (Mio. € a<sup>-1</sup>)



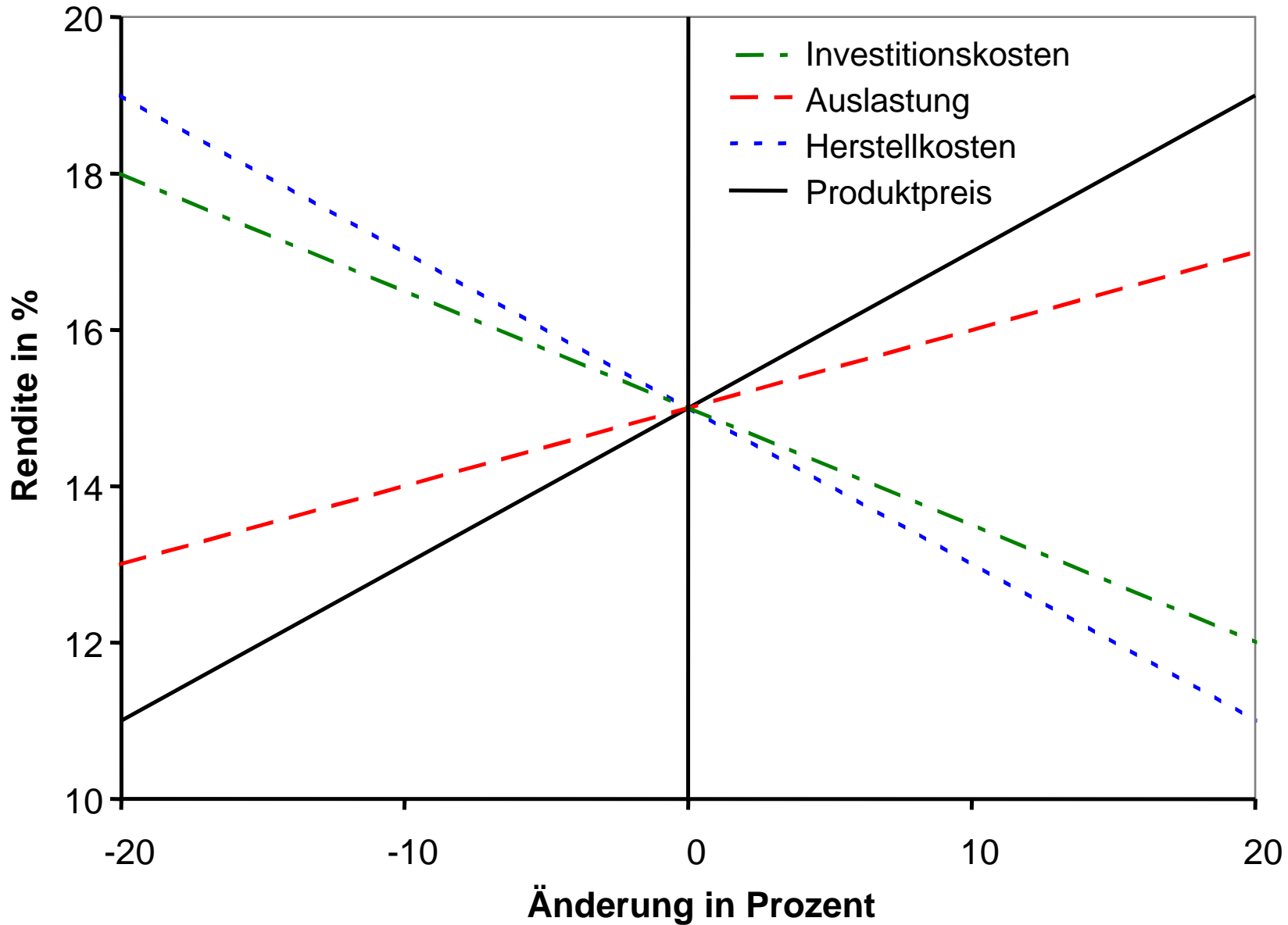
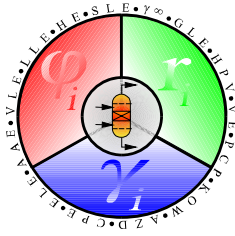
# Kostendiagramm: vereinfachte Darstellung mit linearer Abhängigkeit der Kosten



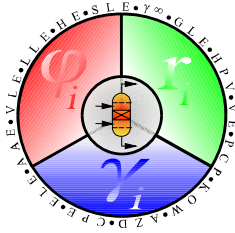
# Kostendiagramm: Nichtlineare Abhängigkeit der Kosten vom Auslastungsgrad



# Sensitivitätsanalyse



# Anforderungen an den Standort

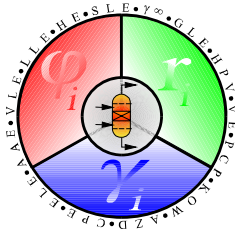


- gute Verkehrsanbindung ( Antwerpen, Rotterdam, .. )
- qualifizierte Arbeitskräfte
- gesicherte und günstige Rohstoffversorgung
- gesicherte und preiswerte Energieversorgung
- Nähe von Abnehmern
- gesetzliche Vorschriften ( Umweltschutz, Sicherheit, .. )

## Ausschlaggebend für Rentabilität:

- Steuergesetze
- Ein- und Ausfuhrzölle
- politische Situation
- Möglichkeit des Transfers von Gewinnen

# Grundfließbild



## Schematische Darstellung der Einzelschritte eines chemischen Verfahrens in Form eines Block- oder Kästchenschemas

### Soll-Informationen

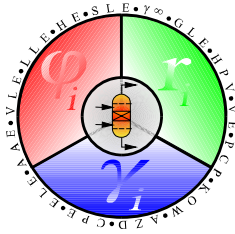
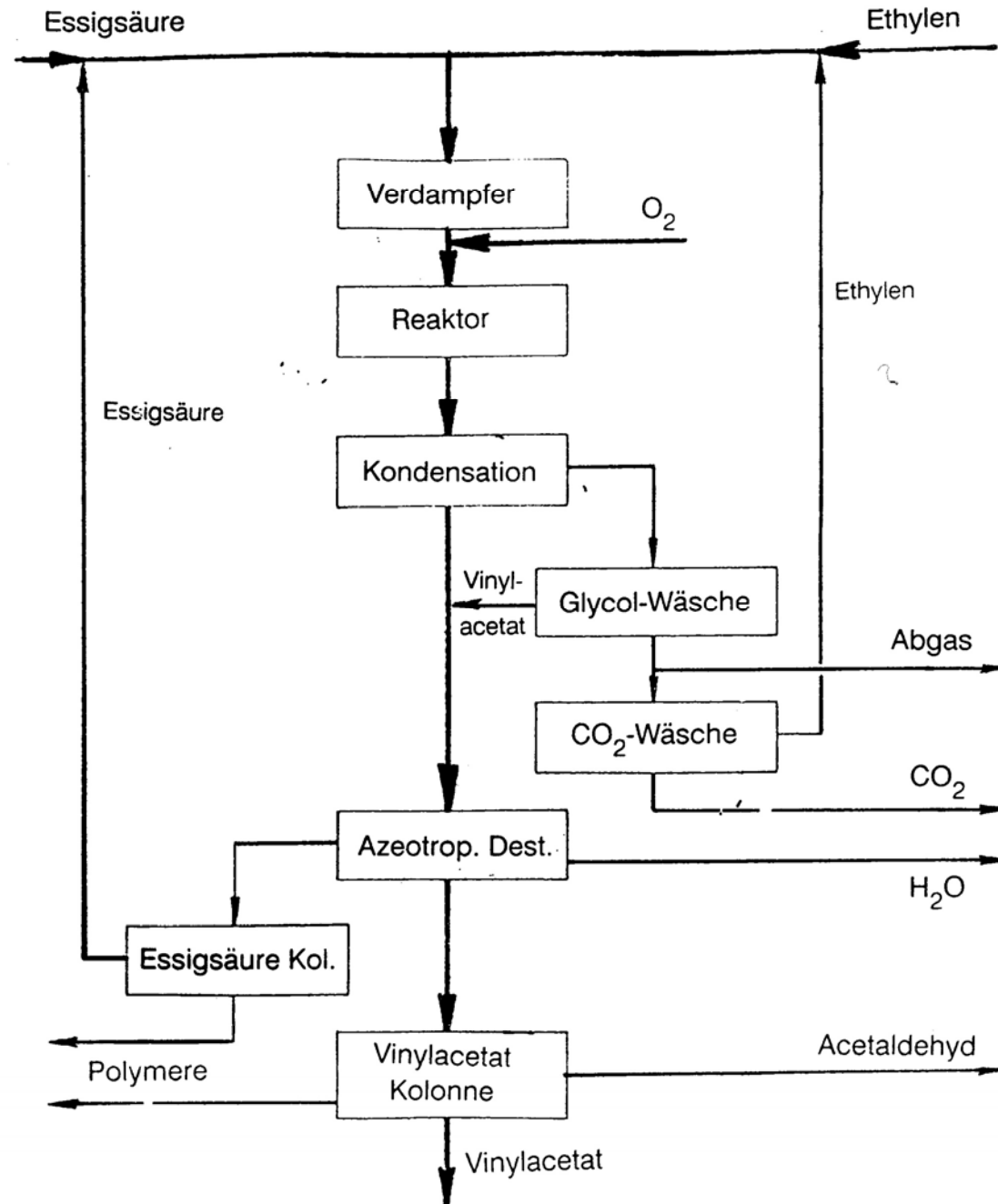
- a) **Bezeichnung der einzelnen Stufen bei Fabrikationsanlagen bei Betrieben oder Teilanlagen bei einzelnen Verfahrensstufen**
- b) **Fluss (Richtung, Ein- und Ausgang) der Hauptstoffströme**
- c) **Benennung der Ein- und Ausgangsstoffe**

**Benennung der Teilanlagen  
Verfahrensstufen  
Grundoperationen**

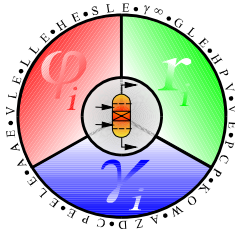
### Kann-Informationen

- a) **Benennung der Stoffe zwischen den Verfahrensschritten, quantitative Angaben über Stoffströme und Stoffmengen**
- b) **Angaben über Energieströme und -mengen, Benennung der Energieträger**
- c) **Betriebsbedingungen (Druck, Temperatur, Konzentration)**

# Grundfließbild Vinylacetat- Anlage



# Verfahrensfließbild



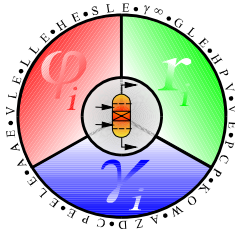
Das Verfahrensfließbild (Verfahrensschema) soll die Arbeitsweise des Verfahrens aufzeigen. Es soll alle für das Verfahren erforderlichen Apparate und Maschinen enthalten. Für die Darstellung der einzelnen Elemente sind Bildzeichen nach DIN 28004 zu verwenden.

## Soll-Informationen

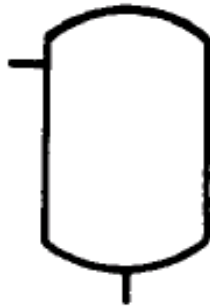
- a) alle für das Verfahren erforderlichen Apparate, Maschinen, Hauptfließlinien
- b) Benennung der Ein- und Ausgangsstoffe
- c) Benennung der Energieträger
- d) charakteristische Betriebsbedingungen

## Kann-Informationen

- a) Benennung und Durchflüsse bzw. Mengen der Stoffe innerhalb des Verfahrens
- b) Energieströme bzw. Energiemengen
- c) wesentliche Armaturen (Ventile, Berstscheiben)
- d) Angaben über Mess- und Regeltechnik
- e) Stoffwerte
- f) Angaben über Größen von Apparaten und Maschinen
- g) deren Höhenlage



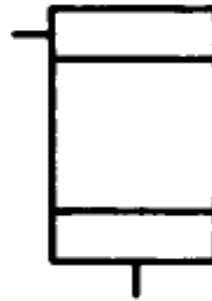
## 1. Einzelemente



Behälter mit gewölbten Böden



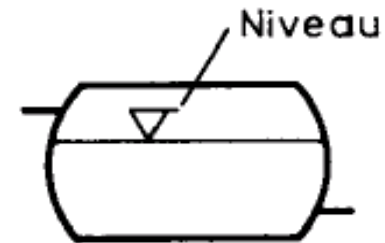
Elektromotor allgemein



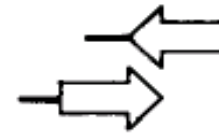
Behälter mit Einbauten



Antriebsmaschine mit Expansion des Arbeitsstoffes, Turbine



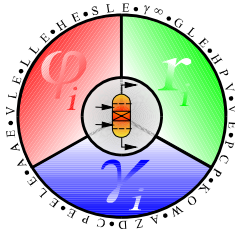
Liegender Behälter mit Flüssigkeitsniveau



Eingang, Edukte  
Ausgang, Produkte



# DIN 28004



## 2. Armaturen und Rohrleitungsteile



Absperrarmatur  
allgemein



Absperrdurch-  
gangsventil



Absperr-  
Dreivegeventil



Absperreckhahn



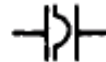
Absperrschieber



Rückschlagklappe, Punkt  
kennzeichnet Eintrittsseite



Sicherheitsdurch-  
gangsventil



Berstscheibe  
Berstmembrane



Schauglas  
lotrecht eingebaut



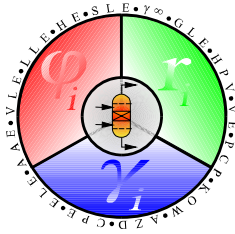
Kondensatableiter



Flanschverbindung  
allgemein



Auslaß zur Atmosphäre  
für Dampf / Gas

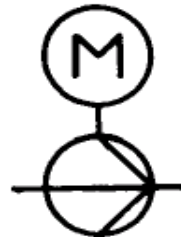


## 3. Apparate für mechanische Grundverfahren

### a) Fördern



Flüssigkeitspumpe allg.  
Spitze zeigt in Förder-  
richtung



Kreiselpumpe mit  
Elektromotor



Hubkolbenpumpe



Membranpumpe



Zahnradpumpe



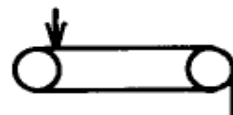
Verdichter, Vakuum -  
pumpe allgemein  
Verengung zeigt in  
Förderrichtung



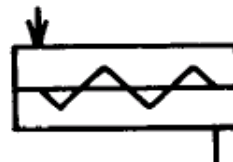
Turboverdichter  
Turbovakuumpumpe



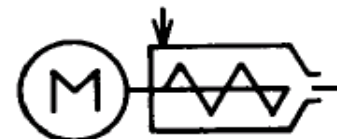
Strahlverdichter  
mit Zuführung  
des Treibmediums



Bandförderer

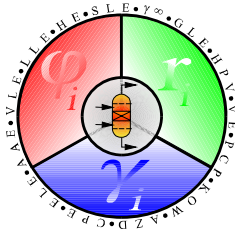


Schneckenförderer



Schneckenpresse  
mit Elektromotor

# DIN 28004



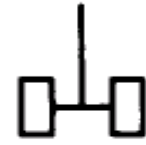
## b) Dispergieren



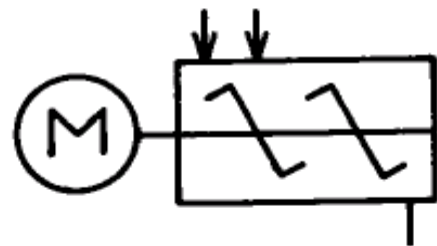
Rührer allgemein



Ankerrührer



Scheibenrührer



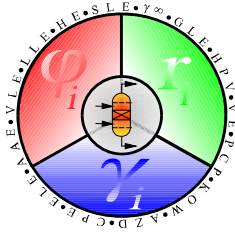
Mischer mit Elektromotor



Zerteilerelement für Fluide, Sprühdüse

**Abb. 2.7b** Graphische Symbole nach DIN 28004 und DIN 30600, Teil 3 a, b

# DIN 28004



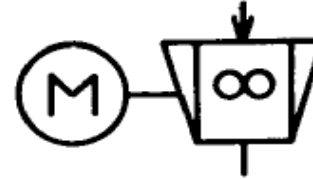
## c) Homogenisieren



Zerkleinerungsmaschine  
allgemein

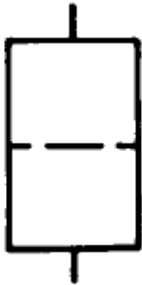


Rohr-, Trommel-,  
Kugel-, Schwingmühle

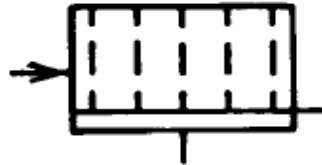


Walzenbrecher mit  
Elektromotor

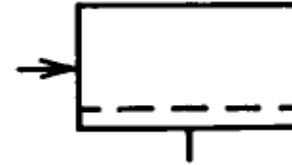
## d) Trennen



Filterapparat allg.



Filterpresse



Nutschenfilter



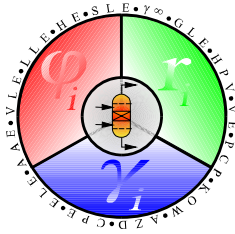
Trommeldrehfilter  
Scheibendrehfilter



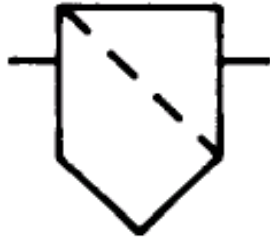
Gasfilter  
Luftfilter allgemein



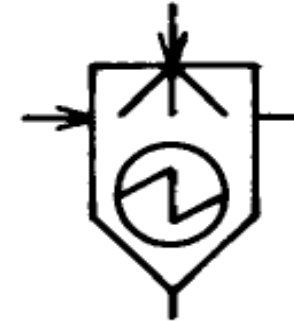
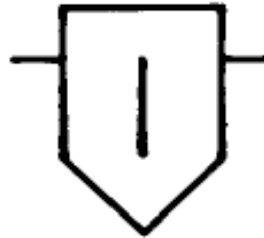
# DIN 28004



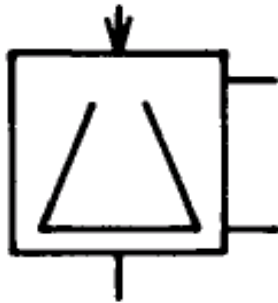
Trommeldrehfilter  
Scheibendrehfilter



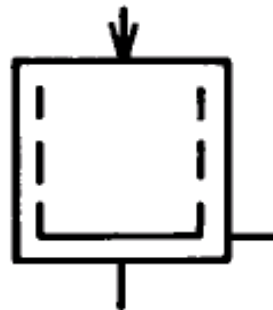
Gasfilter  
Luftfilter allgemein



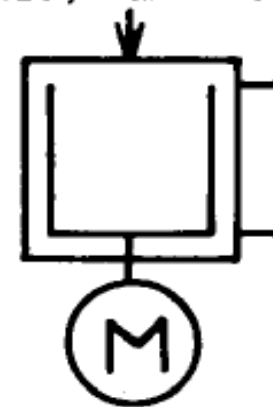
Sieb, Siebapparat  
Siebmaschine



Abscheider allgemein



Elektrostatischer Abscheider, naß arbeitend



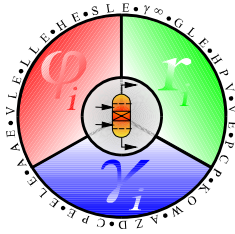
Zentrifuge allgemein

Zentrifuge mit  
Siebmantel

Vollmantelzentrifuge  
mit Elektromotor

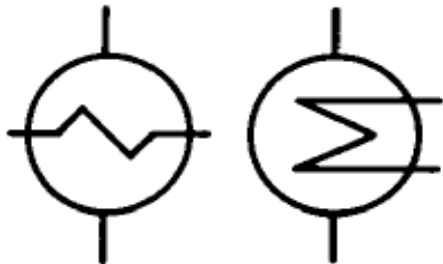
Abb. 2.7c Graphische Symbole nach DIN 28004 und DIN 30600, Teil 3c, d

# DIN 28004

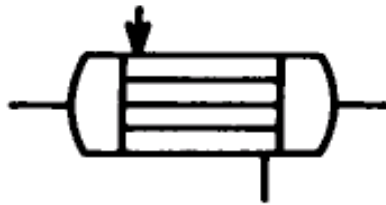


## 4. Apparate für thermische Grundverfahren

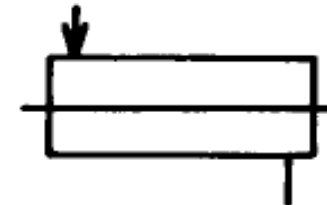
### a) Wärmeaustausch



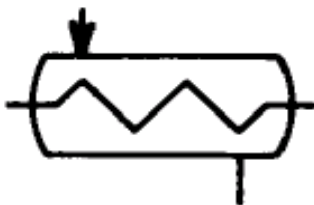
Wärmeaustauscher mit  
kreuzenden und nicht  
kreuzenden Fließlinien



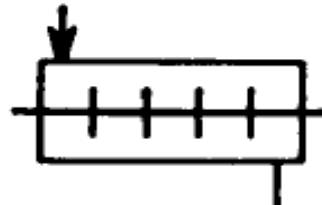
Rohrbündel-  
Wärmeaustauscher



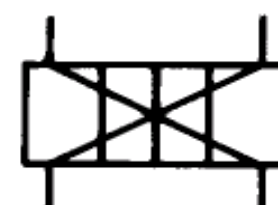
Doppelrohr -  
Wärmeaustauscher



Wärmeaustauscher mit  
Rohrschlange

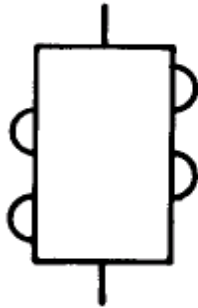
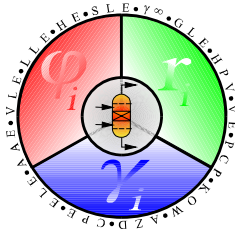


Rippenrohr -  
Wärmeaustauscher

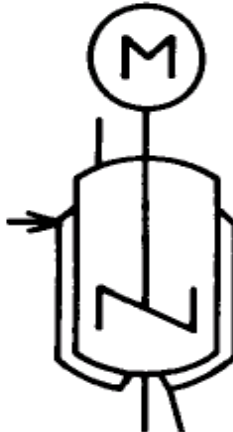


Platten -  
Wärmeaustauscher

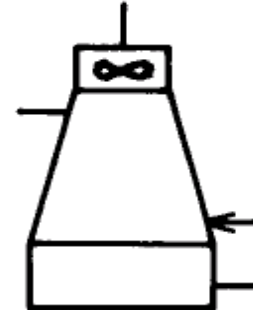
# DIN 28004



Behälter mit  
Halbrohrschlange



Rührkessel mit Heiz-  
bzw. Kühlmantel und  
Elektromotor

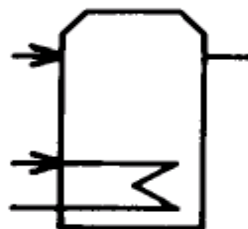


Kühlturm mit  
Ventilator

## b) Trocknen



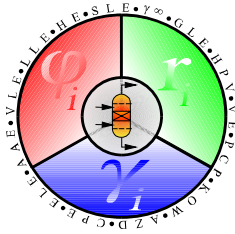
Trockner allgemein



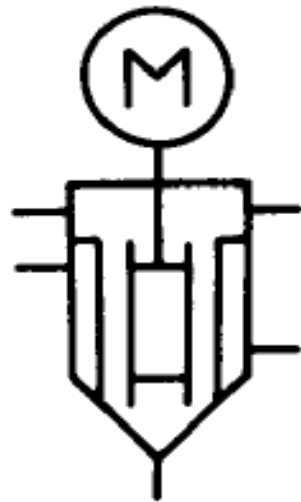
Trockner mit Ein-  
und Ausgang und  
Anschluß der Heizung



Sprühtrockner  
mit Zuführung  
der Warmluft



## c) Verdampfen

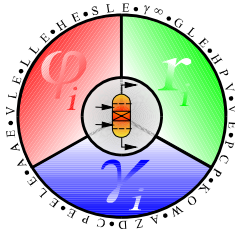


Dünnschichtverdampfer  
mit Elektromotor

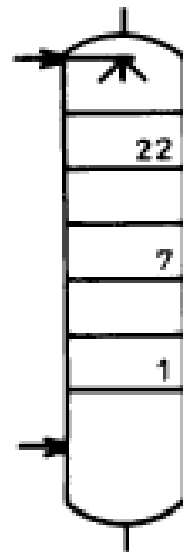


Wasserdampferzeuger  
Wasserdampfkessel

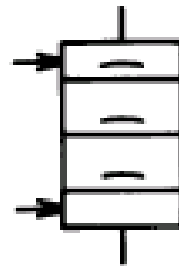




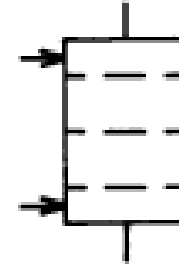
## d) Einbauten in Behälter, Kolonnen und Reaktoren



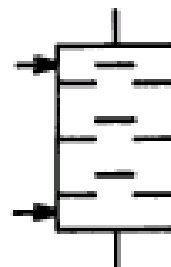
Bodenkolonne mit  
eingetragener An-  
zahl der Böden



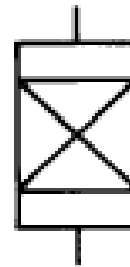
Behälter mit  
Glockenböden,  
Glockenbodenkolonne



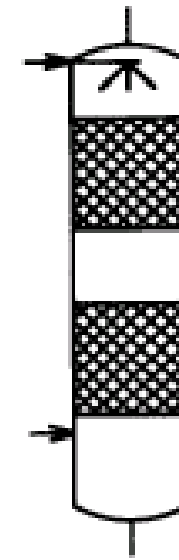
Behälter mit  
Siebböden,  
Siebbodenkolonne



Behälter mit  
Ventilböden,  
Ventilbodenkolonne

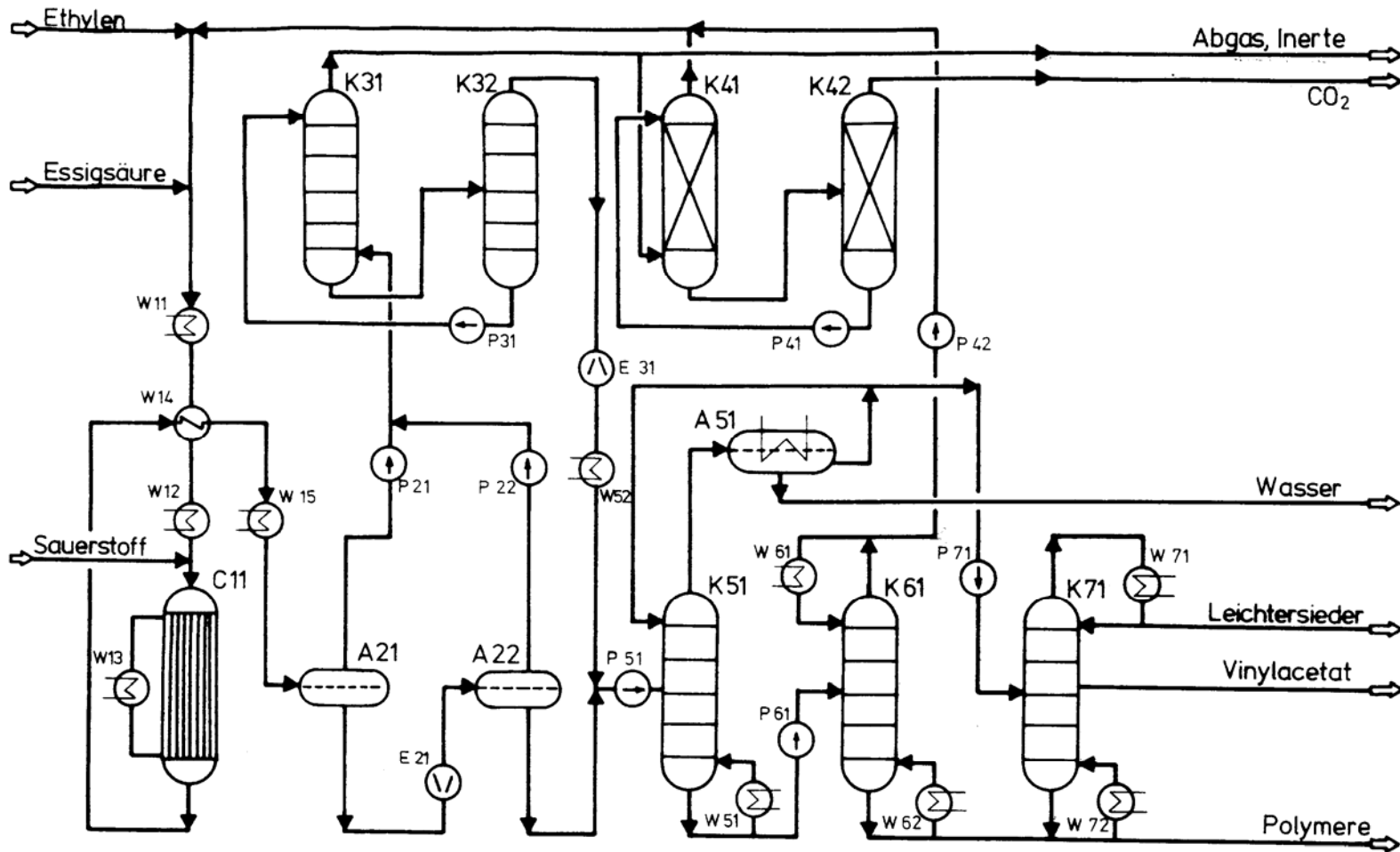
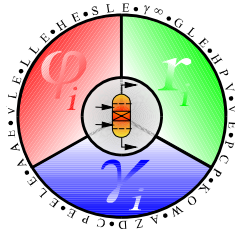


Behälter mit  
Festbett,  
Festbettreaktor



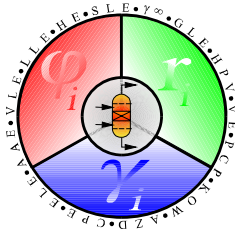
Füllkörperkolonne  
mit unterteilter  
Schüttung

# Schema einer Vinylacetatanlage



- |        |                |     |                    |
|--------|----------------|-----|--------------------|
| C11    | Reaktor        | K51 | Azeotropkolonne    |
| A21/22 | Abscheider     | K61 | Essigsäurekolonne  |
| K31/32 | Glykolwäsche   | K71 | Vinylacetatkolonne |
| K41/42 | Carbonatwäsche |     |                    |

# Rohrleitungs- und Instrumentenfließbild ( R & I-Fließbild)



**Das R & I-Fließbild dient zur Darstellung der technischen Ausrüstung einer Anlage. Es enthält:**

## **Soll-Informationen**

- a) Apparate und Maschinen ( auch Antriebsmaschinen) einschließlich installierter Reserve**
- b) Nennweiten, Druckstufen, Werkstoffe und Ausführung der Rohrleitungen**
- c) Angaben zur Isolierung**
- d) Aufgabenstellung der Mess-, Steuerungs- und Regeltechnik**

## **Kann-Informationen**

- a) Lösungswege der Mess-, Steuerungs- und Regeltechnik**
- b) Höhenlage der Apparate und Maschinen zueinander**

## **Mess- und Regelschema**

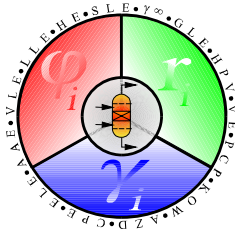
**Das Mess- und Regelschema ergänzt das Verfahrensfließbild. Hierbei werden Messgrößen, Messstellen und Regler als Sinnbilder gekennzeichnet. Man verwendet Kurzzeichen nach DIN 19227.**

**Bei der Bezeichnung eines Mess- oder Regelgerätes steht die Messgröße immer an erster Stelle, dann folgen die Buchstaben, die die Funktion des Gerätes angeben.**

**Die Stelle, an der ein Regler durch Verstellung eingreift (z. B. Ventil für Druckregelung), wird mit der Messstelle durch eine gestrichelte Linie verbunden.**

# Symbole für Mess- und Regeleinrichtungen nach DIN 19227

## Messgröße oder andere Eingangsgröße



### Erstbuchstabe

<b>F</b>	<b>Durchfluss</b>
<b>H</b>	<b>Handeingriff</b>
<b>L</b>	<b>Stand</b>
<b>P</b>	<b>Druck</b>
<b>Q</b>	<b>Qualitätsgröße</b>
<b>T</b>	<b>Temperatur</b>
<b>W</b>	<b>Masse, Gewicht</b>

### weiterhin:

<b>D</b>	<b>Dichte</b>
<b>E</b>	<b>Elektrische Größe</b>
<b>G</b>	<b>Länge</b>
<b>K</b>	<b>Zeit</b>
<b>M</b>	<b>Feuchte</b>
<b>R</b>	<b>Strahlungsgröße</b>
<b>S</b>	<b>Drehzahl</b>
<b>V</b>	<b>Viskosität</b>

### Ergänzungsbuchstabe

<b>D</b>	<b>Differenz</b>
<b>F</b>	<b>Verhältnis</b>
<b>Q</b>	<b>Integral</b>

### Folgebuchstaben:

<b>O</b>	<b>Sichtzeichen/Ja/Nein</b>
<b>I</b>	<b>Anzeige (engl. indication)</b>
<b>R</b>	<b>Registriergerät („registration“)</b>
<b>C</b>	<b>selbsttätige Regelung („control“)</b>
<b>S</b>	<b>Schaltung (nicht fortlaufende Steuerung)</b>
<b>Z</b>	<b>Noteingriff</b>
<b>A</b>	<b>Alarmgeber</b>

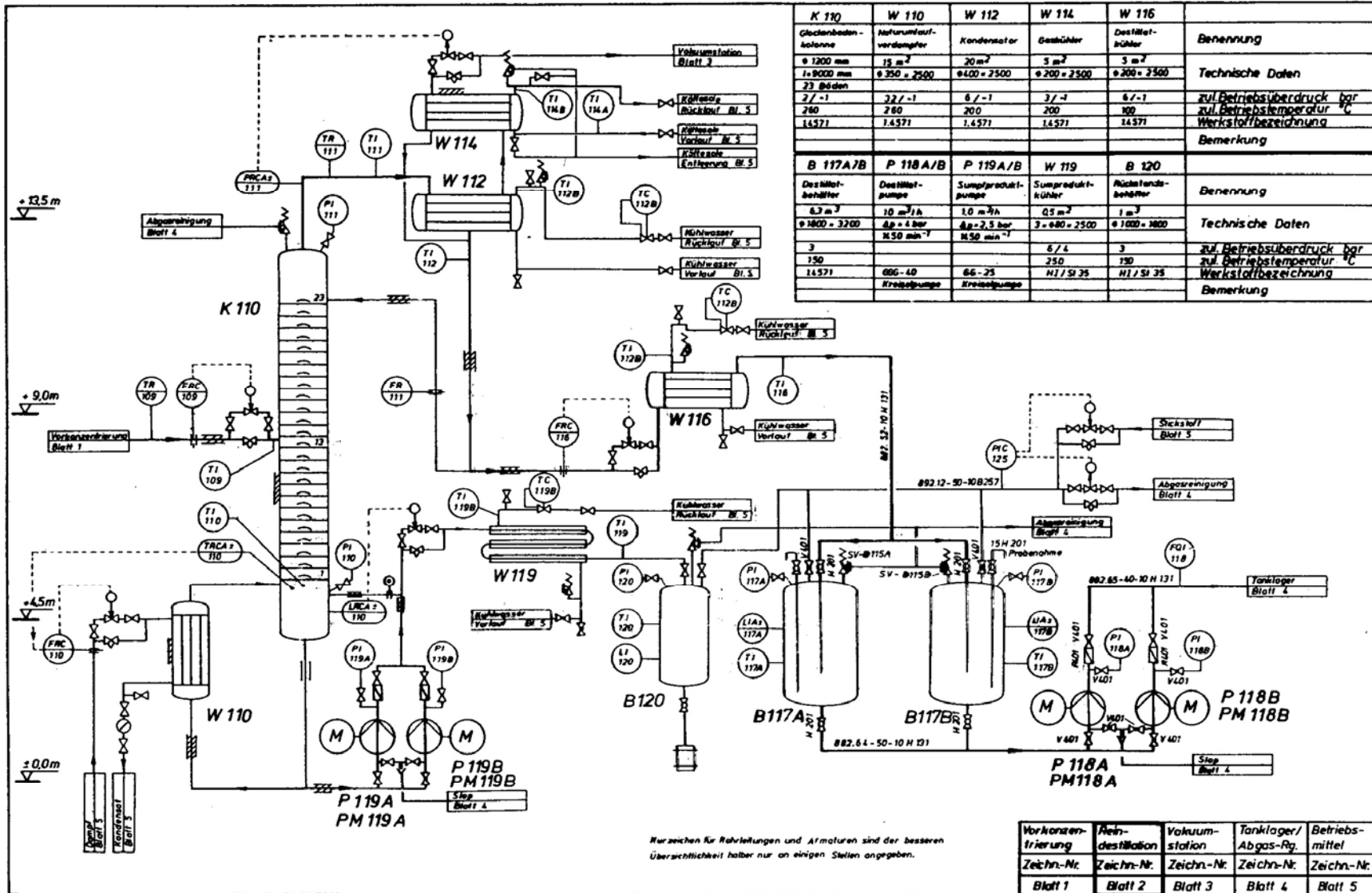
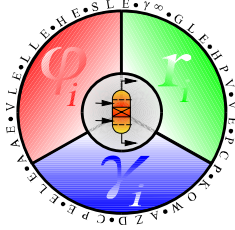
(Reihenfolge O, I, R, C, S, Z, A)

**Beispiel: Differenzdruckmessung, Anzeige und Regelung in Messwarte**

**P      D      I      C**

**(Erstbuchstabe; Ergänzungsbuchstabe; 1. Folgebuchstabe; 2. Folgebuchstabe)**

# RI-Fließbild



K 110	W 110	W 112	W 114	W 115	
Glockenbodenkolonne	Aufwärmvorwärmfänger	Kondensator	Geshülter	Destillatkühler	<b>Benennung</b>
Ø 1200 mm 1x 9000 mm 23 Böden	15 m <sup>2</sup> Ø 350 x 2500	20 m <sup>2</sup> Ø 400 x 2500	5 m <sup>2</sup> Ø 200 x 2500	5 m <sup>2</sup> Ø 200 x 2500	<b>Technische Daten</b>
2 / -1	22 / -1	6 / -1	3 / -1	6 / -1	zul. Betriebsüberdruck bar
	260	200	200	100	zul. Betriebstemperatur °C
14571	14571	14571	14571	14571	Werkstoffbezeichnung
					<b>Bemerkung</b>

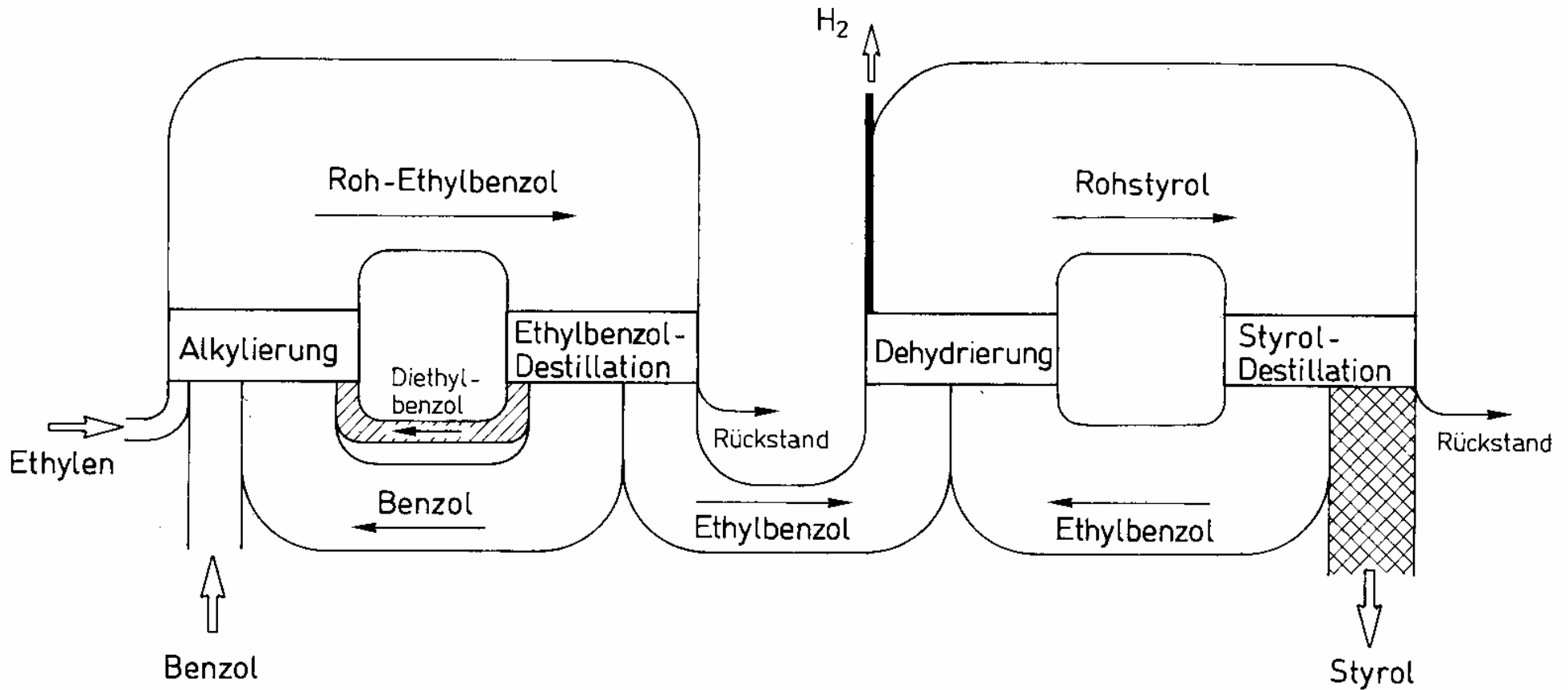
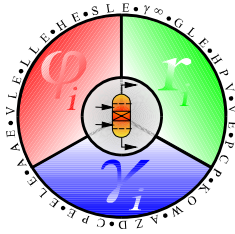
B 117A/B	P 118A/B	P 119A/B	W 119	B 120	
Destillatbehälter	Destillatpumpe	Sumpfproduktpumpe	Sumpfproduktkühler	Rücklaufbehälter	<b>Benennung</b>
6,3 m <sup>3</sup> Ø 1800 x 3200	10 m <sup>3</sup> /h Ø 6 x 4 bar	1,0 m <sup>3</sup> /h Ø 6 x 2,5 bar	0,5 m <sup>2</sup> 3 x Ø 80 x 2500	1 m <sup>3</sup> Ø 1000 x 1800	<b>Technische Daten</b>
3	150	3	6 / 4	3	zul. Betriebsüberdruck bar
	150		250	150	zul. Betriebstemperatur °C
14571	606-40	66-25	N1 / SI 35	N1 / SI 35	Werkstoffbezeichnung
	Kreislpumpe	Kreislpumpe			<b>Bemerkung</b>

Kurzzeichen für Rohrleitungen und Armaturen sind der besseren Übersichtlichkeit halber nur an einigen Stellen angegeben.

Vorkonzentrierung	Reindestillation	Vakuumstation	Tanklager Abgas-Rg.	Betriebsmittel
Zeichn.-Nr. Blatt 1	Zeichn.-Nr. Blatt 2	Zeichn.-Nr. Blatt 3	Zeichn.-Nr. Blatt 4	Zeichn.-Nr. Blatt 5

Abb. 2.9 Rohrleitungs- und Instrumentenfließbild zum Verfahrensfließbild Abb. 2.8 (Anlage Teil Reindestillation, aus 1, S. 267)

# Mengenstrombild: Styrolanlage



# Wärmestrombild

