



**Venerdì 18 aprile 2008 ore 9.00
Sala convegni ARSSA**

I Gas dalla vigna alla cantina

**Bilancio termico ed economico della
refrigerazione del pigiato con CO₂**

Ing. Tommaso Bucci

Parametri chimico fisici della CO2

- Peso molecolare: 44
- Densità relativa del gas: 1,52
- Densità del liquido (-37°C): 1,10
- Punto di fusione (-56,6°C): 5,2bar
- Condizioni di trasporto e stoccaggio: 20bar -20°C
- Sublimazione: -78,5°C
- Resa in frigoriferi passaggio liq.-gas.: 82—84 Fr/Kg

Particolarità:

La CO2 espandendo a pressioni inferiori a 6bar, anziché evaporare solidifica

Diagramma Entropico

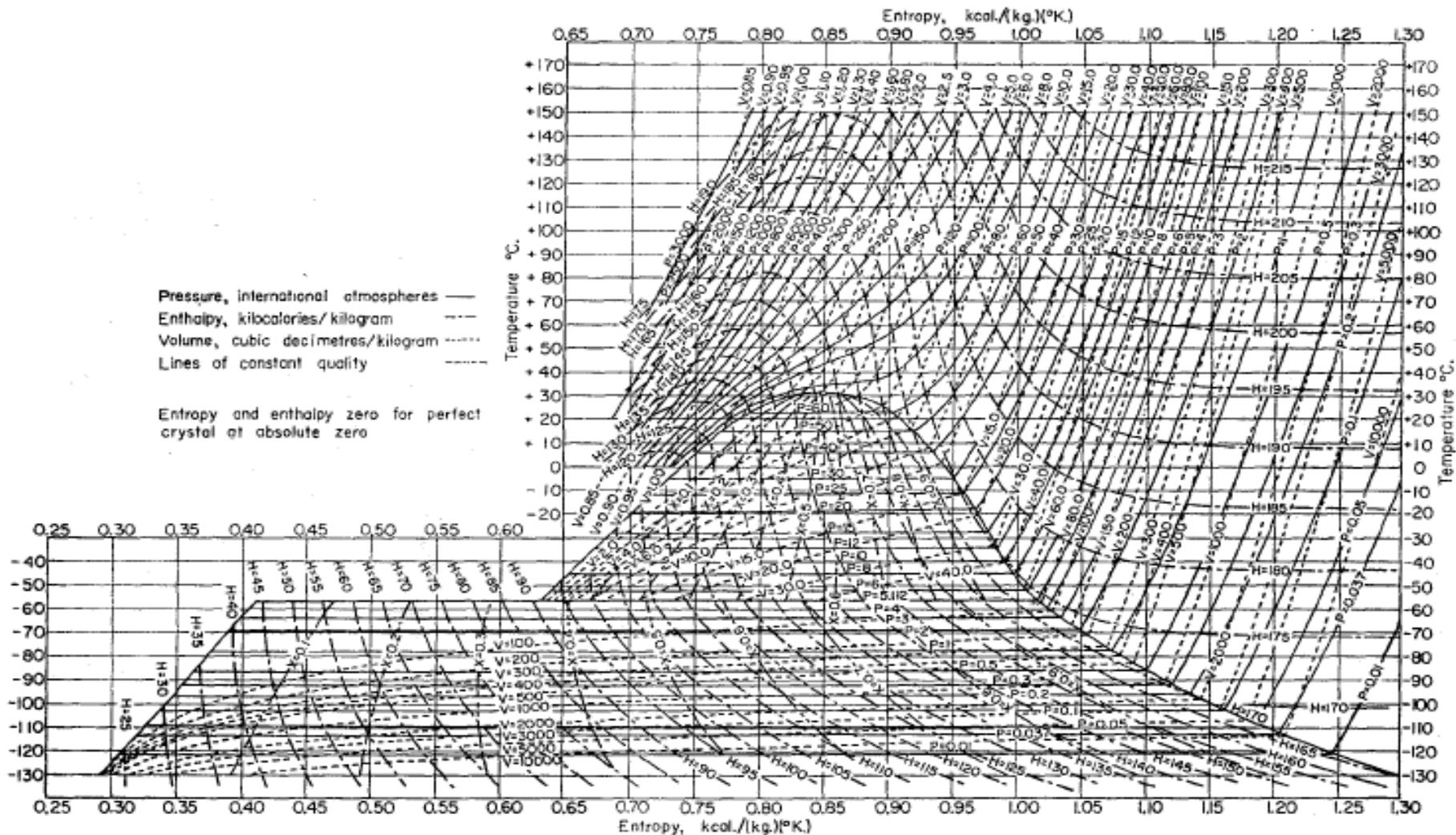


FIG. 3-19. Temperature-entropy diagram for carbon dioxide. [From "Thermodynamic Functions of Gases," vol. 1, Butterworth, London, 1956. Copyright material. Reprinted by permission of the authors and publishers. A wall-sized reproduction of this diagram is obtainable from Butterworth & Co. (Canada), Ltd.] ..

Diagramma Entalpico

THERMODYNAMIC PROPERTIES

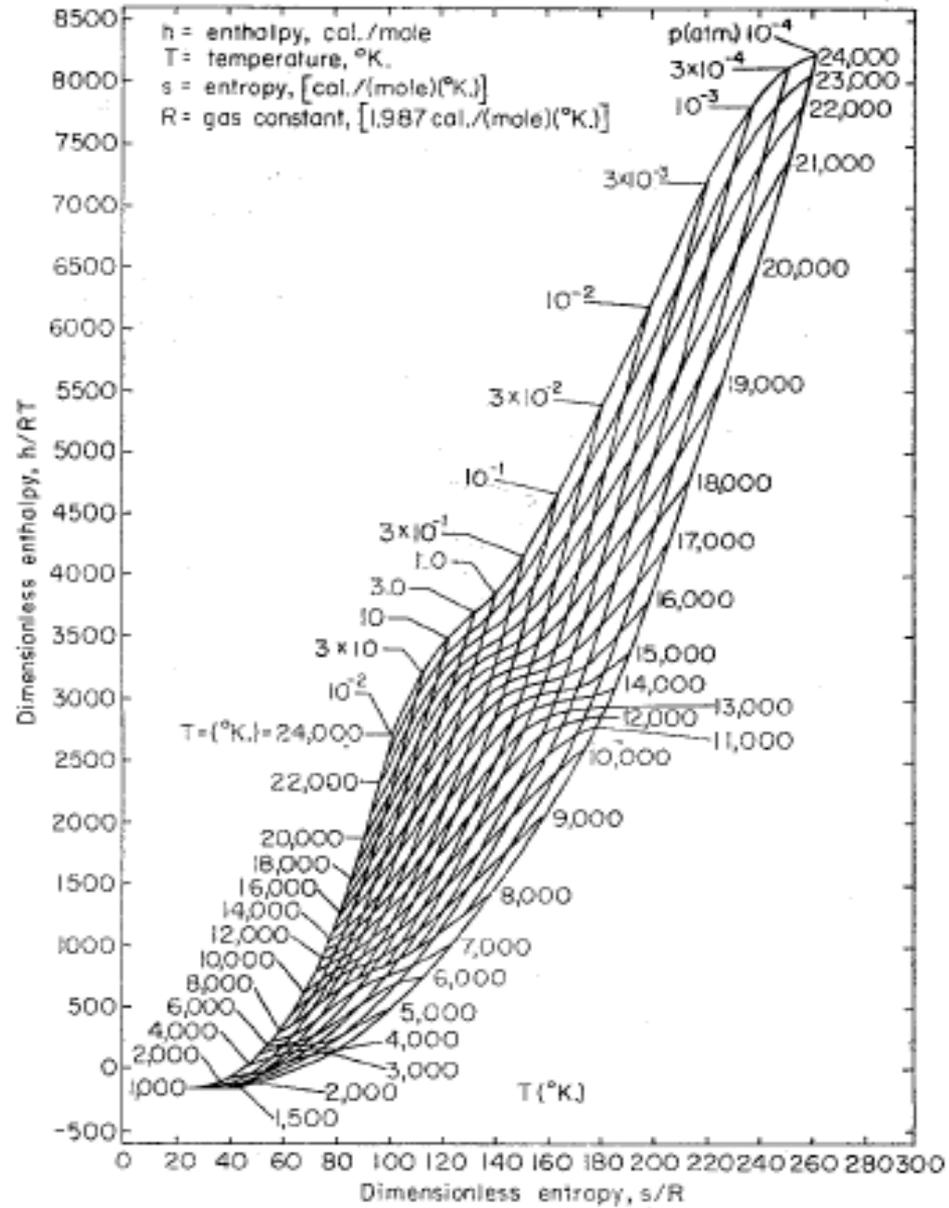


Fig. 130. Mollier diagram for carbon dioxide to 24000°K. (From Raymond, *Rand Rept. RM 2292*, November, 1958. Reproduced by permission of the author and of the Rand Corporation.)

Table 3-218. Saturated Carbon Dioxide†‡

Temp., °F.	Abs. pressure, lb./sq. in.	Volume, cu. ft./lb.		Enthalpy, B.t.u./lb.		Entropy B.t.u./lb.(°R.)		Temp., °F.	Abs. pressure, lb./sq. in.	Volume, cu. ft./lb.		Enthalpy, B.t.u./lb.		Entropy B.t.u./lb.(°R.)	
		Condensed phase*	Vapor	Condensed phase*	Vapor	Condensed phase*	Vapor			Liquid phase	Vapor	Liquid phase	Vapor	Liquid phase	Vapor
<i>t</i>	<i>p</i>	<i>v_f</i>	<i>v_g</i>	<i>h_f</i>	<i>h_g</i>	<i>s_f</i>	<i>s_g</i>	<i>t</i>	<i>p</i>	<i>v_f</i>	<i>v_g</i>	<i>h_f</i>	<i>h_g</i>	<i>s_f</i>	<i>s_g</i>
-140	3.18	0.01008	24.320	-121.5	129.2	0.6065	1.3908	-20	214.9	.01498	.4168	9.1	138.5	.9430	1.2372
-100	8.90	.01018	9.179	-116.0	132.0	.6332	1.3636	-10	257.3	.01532	.3472	13.9	138.7	.9532	1.2303
-60	22.22	.01032	3.804	-110.1	134.3	.6403	1.3199	0	305.5	0.1570	.2904	18.8	138.9	.9636	1.2247
-20	33.98	.01040	2.525	-106.7	135.1	.6499	1.3033	10	360.2	.01614	.2437	24.0	138.7	.9744	1.2188
20	50.85	.01048	1.700	-102.5	135.7	.6607	1.2881	20	421.8	.01663	.2049	29.4	138.3	.9856	1.2127
60	74.82	.01059	1.162	-98.0	135.9	.6724	1.2726	30	490.8	.01719	.1722	35.4	137.8	.9976	1.2067
80	85.9	.01059	1.157	-97.9	135.9	.6725	1.2724	40	567.8	.01787	.1444	41.7	136.7	1.0092	1.1994
100	94.7	.01360	1.1570	-13.7	135.7	.8885	1.2724	50	653.6	.01868	.1205	48.4	135.0	1.0218	1.1917
120	99.7	.01384	0.9270	-9.2	136.6	.8997	1.2647	60	748.6	.01970	.0994	55.5	132.1	1.0353	1.1826
140	118.2	.01409	.7492	-4.7	137.2	.9110	1.2572	70	853.4	.02112	.08040	63.7	127.5	1.0500	1.1724
160	145.8	.01437	.6113	.00	137.8	.9218	1.2503	80	968.7	.02370	.06064	73.9	118.7	1.0694	1.1555
180	177.8	.01466	.5029	4.5	138.2	.9325	1.2436	87.8	1069.4	.03454	.03454	97.0	97.0	1.1098	1.1098

*Above the solid line the condensed phase is solid; below the line it is liquid.

†Refrigerating Data Book, 5th ed., American Society of Refrigerating Engineers, New York, 1942.

‡ $v_f = 1.3$ at 32°F.

$v_g = 36.7$ at 32°F.

For extensive listing of work from 1935 to 1957 see Liley, *J. Chem. Eng. Data*, 4, 238 (1959). In addition to the references listed there Cramer [*Chem.-Eng.-Lab.*, 44 (1953)] gives 44 references, a T - S diagram from -100° to 1000°C ., to 12,000 atm., and a H - $\log P$ diagram from -50 to 175°C ., to 3000 atm. Majumdar and Rustum [*Geochim. et Cosmochim. Acta*, 10, 311 (1956)] give fugacities and free energies to 1000°K and 1400 bars. For ideal-gas functions to 6000°K , see Ed. Orles, et al., *N.A.C.A. Rept.* 1037, 1951. The data of Sweigert, Weber, and Allen appearing in the third edition of this handbook have been criticized by Gustaf Koss, *Petrol. Refiner*, 31 (11), 137 (1952).

Esempio:

Refrigerazione di una massa di **20.000Kg** d'uva non diraspata da **25°C** a **10°C**, **DT 15°C**

L'uva dopo la pigiadiraspatura si riduce ad una massa **M** di **19.000Kg** circa.

Calore specifico del pigiato **$C_p = 0,2 \times 0,3 + 0,8 \times 1 = 0,86 \text{kcal/Kg}$**

Le frigorie necessarie **$F = C_p \times DT \times M$**

ovvero **$F = 0,86 \times 15 \times 19.000 = 245.100 \text{Fr}$** (teoriche)

Per un calcolo corretto bisognerà tener conto delle perdite variabili in funzione della bontà degli isolamenti perciò, considerando un incremento del **10%** circa, avremo **270.000Fr**

Quantità di CO2 liquida = **$270.000/82$** pari a **3.292Kg**

Ovvero **0,165 Kg CO2/Kg.uva** per **DT 15°C**

o ancora **0,011 Kg CO2 per Kg** uva per ogni grado di refrigerazione

COSTI:

Assumendo il prezzo della CO2 di **0,25€/Kg** e di **60.000€** quello dell'impianto **Boreal**

Il costo della CO2 per il caso in esame diventa:

0,165 x 0,25 = 0,04125€/Kg ovvero **4,125€/Q.le** per **DT 15°C**
e **2,75€/Q.le** per **DT 10°C**

(per l'esempio considerato 825€ per 20.000Kg d'uva DT 15°C)
comunque **(0,25€/Kg) / (82Fr/Kg) = 0,003€/Fr (1€ = 333Fr)**

A questi vanno aggiunti i **costi impianto** o **costi fissi**:

- a) Quota **decennale** amm.to REFRIGERATORE(BOREAL) **6.000€**
(ventennale **3.000€**)
- b) Canone noleggio annuale del CONTENITORE CRIOGENICO DELLA CO2 **3.600€**
- c) Manutenzione **400€/anno** (molto modesta del solo Boreal)

Totale quote fisse: **10.000€/anno** (con ammortamento decennale)
(7.000€/anno con ammortamento ventennale)

REFRIGERAZIONE TRADIZIONALE

Nella Refrigerazione Tradizionale con impianto a compressione le rese termiche degli impianti frigoriferi sono normalmente definite dal **COP** (Coefficient of performance ovvero ,coefficiente di prestazione)

Questo si riferisce al rapporto fra L'Energia Elettromeccanica fornita **E** ed il calore (energia termica resa) **Q**, ovvero ciò che l'impianto smaltisce al CONDENSATORE.

$$\mathbf{COP = E/Q}$$

Questo è il parametro tipico dei cosiddetti impianti a POMPA DI CALORE, dove il calore **Q** è ciò che interessa.

Nel nostro caso interessano invece le frigorifiche **F** fornite dall'evaporatore.

Quindi vogliamo conoscere il rapporto **$Ke = F/E$** a volte definito come “**POTENZIALITA'FRIGORIFERA SPECIFICA EFFETTIVA**”

Dalla termodinamica sappiamo che:

$$Q = E + F$$

Pertanto **$COP = Q/F$** diventa **$(E+F)/E$** ovvero **$COP = 1 + Ke$**
e quindi **$Ke = COP - 1$**

Considerato il sistema tradizionale con fluido intermedio ad acqua glicolata, questa resa complessiva compreso il pompaggio della soluzione glicolata è ragionevolmente stimabile per semplicità in:
2.000Fr/KWh

Costi variabili derivanti:

assunto un costo della sola energia elettrica di **0,1€/KWh**

avremo un costo di **0,00005€/Fr (1€ = 20.000Fr)**

ovvero con le considerazioni precedenti **675€/1000Q.li per DT15°C**

Costi fissi:

impianto centralizzato + alimentazione elettrica + scambiatore finale (Spiraflo) + distribuzione soluzione glicolata (per soluzione media circa 0,6€/Fr),

per una potenzialità necessaria di **300.000Fr** , adatta per il nostro caso, avremmo un costo di **180.000€**

a) Quota decennale di ammortamento: **18.000€ (ventennale 9.000€)**

b) Quota fissa impegno potenza (ENEL) per potenze inferiori a 500KW: **22,68 €KW/anno**

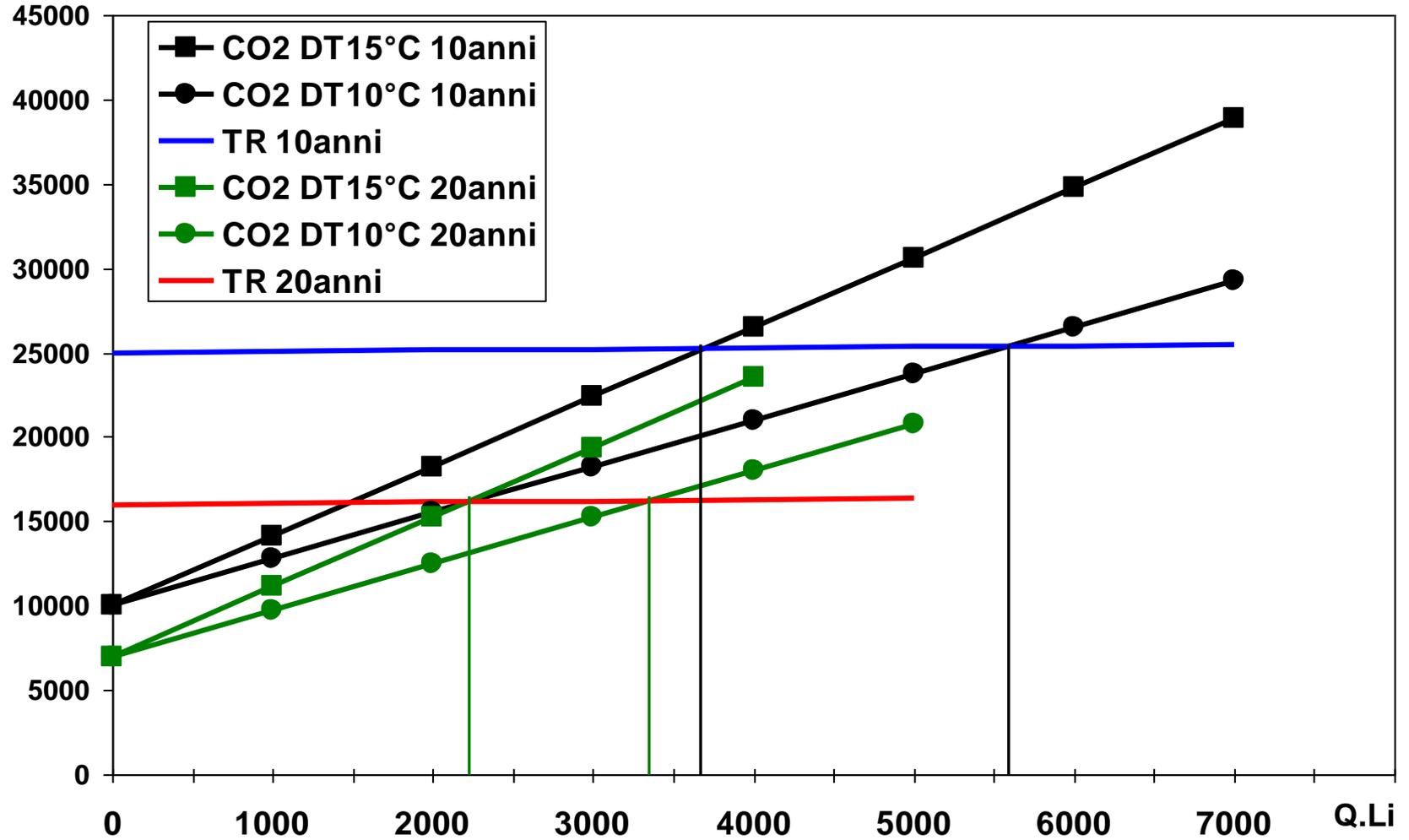
Necessitano **150 KW pari a 3.402€/anno**

Manutenzione pari ad almeno il 2% dell'immobilizzo (impianti complessi) **3.600€/anno**

Totale quote fisse **18.000+3400+3.600=25.000€/anno (vent.le 16.000€)**

Costi annuali

EURO



COMPARAZIONE SISTEMI

	CO2	TRADIZIONALE	RAPPORTO CO2 TRADIZIONALE
COSTO IMPIANTO PER 300.000Fr	60.000	180.000	0,33
COSTO ANNUALE FISSO	10.000	25.000	0,4
COSTO DI 1.000.000Fr	3.000	50	60