

# POLITECNICO DI TORINO

## ESAME DI STATO

per l'abilitazione alla professione di Ingegnere

II sessione 1997

Ramo Ingegneria chimica - Tema Nr 1

### Tema di "Process design"

#### Produzione di idrogeno per ossidazione parziale di olio combustibile

Progettare un impianto, funzionante 8050 h/anno, per la produzione di 500.000 standard m<sup>3</sup>/giorno di idrogeno con una purezza minima del 95%, utilizzando il processo di ossidazione parziale di olio combustibile.

#### Informazioni sul processo

L'olio pesante è pompato attraverso un preriscaldatore a vapore al combustore di un reattore a fiamma rivestito di refrattario. L'alimentazione deve essere preriscaldata a 200°C nel preriscaldatore per garantire una sufficiente atomizzazione nel combustore. Al combustore viene anche alimentata una miscela di ossigeno e vapore; l'ossigeno viene preriscaldato fino a 210°C in un preriscaldatore a vapore separato prima di essere miscelato col vapore di reazione.

I prodotti della reazione, gassosi, contengono particelle carboniose; lasciano il reattore approssimativamente a 1300°C e passano immediatamente in un generatore di vapore, dove viene prodotto vapore a 4000 kN/m<sup>2</sup>). I gas lasciano il generatore di vapore a 250°C e vengono ulteriormente raffreddati a 50°C con un quench diretto con acqua, che serve anche a rimuovere il carbone come sospensione. L'analisi del gas prodotto, dopo il trattamento di quench è la seguente:

H <sub>2</sub>	47.6 % vol. (su base secca)
CO	42.1 % vol. (su base secca)
CO <sub>2</sub>	8.3 % vol. (su base secca)
CH <sub>4</sub>	0.1 % vol. (su base secca)
H <sub>2</sub> S	0.5 % vol. (su base secca)
N <sub>2</sub>	1.4 % vol. (su base secca)
-----	
totale	100 % vol. (su base secca)

Vapore ed ossigeno sono alimentati al reattore per la reazione primaria nella fiamma alle seguenti portate:

vapore	0.75 kg/kg olio combustibile
ossigeno	1.16 kg/kg olio combustibile

Il carbone prodotto nella reazione nella fiamma, successivamente rimosso come sospensione di carbone in acqua, ammonta all'1.5% in peso della carica di olio combustibile. Una parte dell'H<sub>2</sub>S presente nei gas non trattati viene rimossa per assorbimento nell'acqua di quench.

Dopo il quench, i gas passano ad uno scrubber per la rimozione della H<sub>2</sub>S, dove si può assumere che l'H<sub>2</sub>S sia rimosso selettivamente fino alla concentrazione residua di 15 ppm, con rimozione praticamente nulla della CO<sub>2</sub>.

La rigenerazione della soluzione in questo processo è condotta usando del vapore a bassa pressione prodotto come recupero in un altro processo. I gas dopo il lavaggio, a 35°C e saturi, devono passare alla stadio di conversione del CO, di rimozione finale della H<sub>2</sub>S e di rimozione della CO<sub>2</sub> per potere rispettare le specifiche sul prodotto.

La conversione del CO è condotta in un convertitore catalitico a due stadi, usando come catalizzatore ossido di ferro con cromo; l'impianto comprende un saturatore e desaturatore operante con un circuito ad acqua calda.

I gas entranti sono inviati al saturatore (un colonna a riempimento) dove vengono messi in contatto con acqua calda pompata dalla base del desaturatore; questo processo serve per preriscaldare i gas e aggiungervi parte del vapor d'acqua necessario per la reazione. I gas passano quindi in due scambiatori di calore in serie. Nel primo, i gas non convertiti vengono riscaldati utilizzando i gas convertiti provenienti dal secondo stadio del convertitore catalitico; nel secondo scambiatore i gas non convertiti sono ulteriormente riscaldati utilizzando i prodotti provenienti dal primo stadio del convertitore. La restante quantità di acqua necessaria come reagente viene introdotta nel flusso gassoso come vapore saturo a 4000 kN/m<sup>2</sup>) e la miscela gas/vapore passa al reattore catalitico alla temperatura di 370°C. Il reattore catalitico è costituito da un unico serbatoio con una piastra divisoria che separa i due letti catalitici costituenti i due stadi catalitici. I gas convertiti provenienti da ogni stadio passano negli scambiatori prima descritti e quindi nel desaturatore, realizzato con una colonna impaccata. In questa colonna i gas convertiti vengono messi in contatto controcorrente con acqua calda pompata dalla base del saturatore; la temperatura del gas viene ridotta e l'acqua che si separa viene assorbita nel circuito ad acqua calda. Uno scambiatore raffreddato ad aria riduce quindi la temperatura dei gas convertiti a 40°C per la rimozione finale della H<sub>2</sub>S.

La riduzione finale dell'H<sub>2</sub>S ha luogo in quattro serbatoi verticali dell'altezza approssimativa di 18 m e 2.4 m di diametro, equipaggiati con cinque piatti di assorbente a base di ossido di ferro. Ogni serbatoio è dotato di un coperchio bloccato simile a quello delle autoclavi. La perdita di carico complessiva attraverso questi serbatoi è di 35 kN/m<sup>2</sup>. I gas che lasciano questa sezione dell'impianto contengono meno di 1 ppm di H<sub>2</sub>S e passano allo stadio di rimozione della CO<sub>2</sub> alla temperatura di 35°C.

La rimozione della CO<sub>2</sub> viene condotta utilizzando un lavaggio con carbonato di potassio ad alta pressione, con rigenerazione della soluzione.

#### *Caratteristiche dell'alimentazione*

1) Olio pesante con viscosità  $2.57 \times 10^{-4}$  m<sup>2</sup>/s a 35 °C con la seguente composizione elementare:

carbone	85 % in peso
idrogeno	11 % in peso
solfo	4% in peso
potere calorifico	42.9 MJ/kg
densità relativa	0.9435

L'olio viene pompato dagli stoccaggi alla pressione di 200 kN/m<sup>2</sup> e a 50°C

2) Ossigeno con purezza del 95 % (si assume che la parte restante sia tutto azoto) a 20°C e 4000 kN/m<sup>2</sup>.

#### *Servizi*

- vapore saturo a 4000 kN/m<sup>2</sup>
- acqua di raffreddamento alla temperatura massima in estate di 25°C
- acqua demineralizzata per l'alimentazione del generatore di vapore a 140 kN/m<sup>2</sup> e 15°C, idonea per l'alimentazione diretta al generatore di vapore
- elettricità: 440 V, 60Hz, 3 fasi
- vapore a bassa pressione proveniente da un altro processo

*Specifiche del prodotto*

Idrogeno gassoso con i seguenti limiti di concentrazione di impurezze:

- CO 1.0 % volume massimo (su base secca)
- CO<sub>2</sub> 1.0 % volume massimo (su base secca)
- N<sub>2</sub> 2.0 % volume massimo (su base secca)
- CH<sub>4</sub> 1.0 % volume massimo (su base secca)
- H<sub>2</sub>S meno di 1 ppm

Il gas prodotto deve venire alimentato alla temperatura massima di 35°C, ad una pressione non inferiore a 2000kN/m<sup>2</sup>. Non è richiesta una sezione di essiccamento, in quanto l'idrogeno può venir alimentato saturo.

*Dati per la sezione di conversione*

*a) velocità spaziale*

La velocità spaziale attraverso ogni stadio catalitico dovrebbe essere assunta pari a 3500 volumi di gas più vapore (misurati in condizioni normali) per volume di letto catalitico per ora. Si può assumere che con questa velocità spaziale si ottenga una conversione pari al 90% di quella di equilibrio in tutto l'intervallo di condizioni operative del catalizzatore riportate nel seguito.

*b) dati di equilibrio per la reazione di conversione del CO*

$$K_p = \frac{P_{CO} P_{H_2O}}{P_{CO_2} P_{H_2}}$$

Temp (K)	K <sub>p</sub>
600	0.0369
700	0.111
800	0.248

*c) calore di reazione*



**Si richiede di:**

- 1) preparare i bilanci di materia ed energia del processo. I risultati dovranno essere presentati in forma tabellare.
- 2) disegnare lo schema di processo strumentato (Process Flow Diagram)
- 3) Identificare le possibili cause di incidenti rilevanti, e discutere le possibili soluzioni

Lo schema di processo e i bilanci materiali dovranno essere realizzati secondo le indicazioni della normativa UNICHIM (che si ripora in allegato) o secondo altra normative normalmente utilizzate, a scelta dal candidato.

**Allegati**

- estratto delle norme UNICHIM, relative alla stesura dello schema di processo

lemer

## CAPITOLO 1

# SCHEMA DI PROCESSO

### 1.1 Contenuto dello schema di processo

Lo schema di processo ha lo scopo principale di far comprendere con immediatezza le caratteristiche proprie di un procedimento industriale.

Nella versione più completa lo schema di processo contiene:

- a) le apparecchiature principali
- b) le sole linee di processo (ad esclusione quindi delle linee secondarie, linee di avviamento, di svuotamento, ecc.)
- c) la sola strumentazione di controllo;  
si potrà aggiungere eventuale altra strumentazione qualora sia necessaria alla comprensione della funzionalità del processo;  
negli schemi di processo la strumentazione viene rappresentata in modo semplificato (ad esempio senza trasduttori, trasmettitori, ecc.);  
nello schema di processo viene eventualmente indicata l'azione delle valvole di controllo.
- d) il bilancio materiali, sullo stesso foglio oppure in allegato
- e) gli indici di stato fisico (temperatura-pressione) nei punti principali
- f) l'indicazione dell'elevazione minima delle apparecchiature critiche per la funzionalità del processo (a giudizio del processista)
- g) le eventuali annotazioni di prescrizioni da rispettare in fase di progetto meccanico e/o di montaggio.

Nella tavola 1 è riportato un fac-simile di schema di processo e nella tavola 2 quello del bilancio materiali.

## 1.2 Simbologia per schemi di processo

Per quanto concerne la simbologia e le siglature consigliate si rimanda alle tavole « Simboli e sigle per schemi » (tavola 4).

Particolari interni delle apparecchiature, quali piatti, setti, diaframmi, ecc. possono essere riportati a giudizio del processista qualora si ritenga utile porli in evidenza ai fini della comprensione della funzionalità del processo stesso.

## 1.3 Siglatura delle apparecchiature

In generale ogni apparecchio viene identificato da una sigla così composta:

- a) un primo gruppo di lettere che identifica la funzione dell'apparecchio stesso (vedere a questo proposito il prospetto di sigle consigliate nella tavola 5)
- b) un numero (progressivo nell'ambito di uno stesso tipo di funzione)
- c) una lettera indicante più apparecchi che svolgono la stessa funzione (esempio: pompe e riserve, scambiatori di calore a più corpi).

## 1.2 Simbologia per schemi di processo

Per quanto concerne la simbologia e le siglature consigliate si rimanda alle tavole « Simboli e sigle per schemi » (tavola 4).

Particolari interni delle apparecchiature, quali piatti, setti, diaframmi, ecc. possono essere riportati a giudizio del processista qualora si ritenga utile porli in evidenza ai fini della comprensione della funzionalità del processo stesso.

## 1.3 Siglatura delle apparecchiature

In generale ogni apparecchio viene identificato da una sigla così composta:

- a) un primo gruppo di lettere che identifica la funzione dell'apparecchio stesso (vedere a questo proposito il prospetto di sigle consigliate nella tavola 5)
- b) un numero (progressivo nell'ambito di uno stesso tipo di funzione)
- c) una lettera indicante più apparecchi che svolgono la stessa funzione (esempio: pompe e riserve, scambiatori di calore a più corpi).

#### 1.4 Simboli per indicazioni di stato fisico

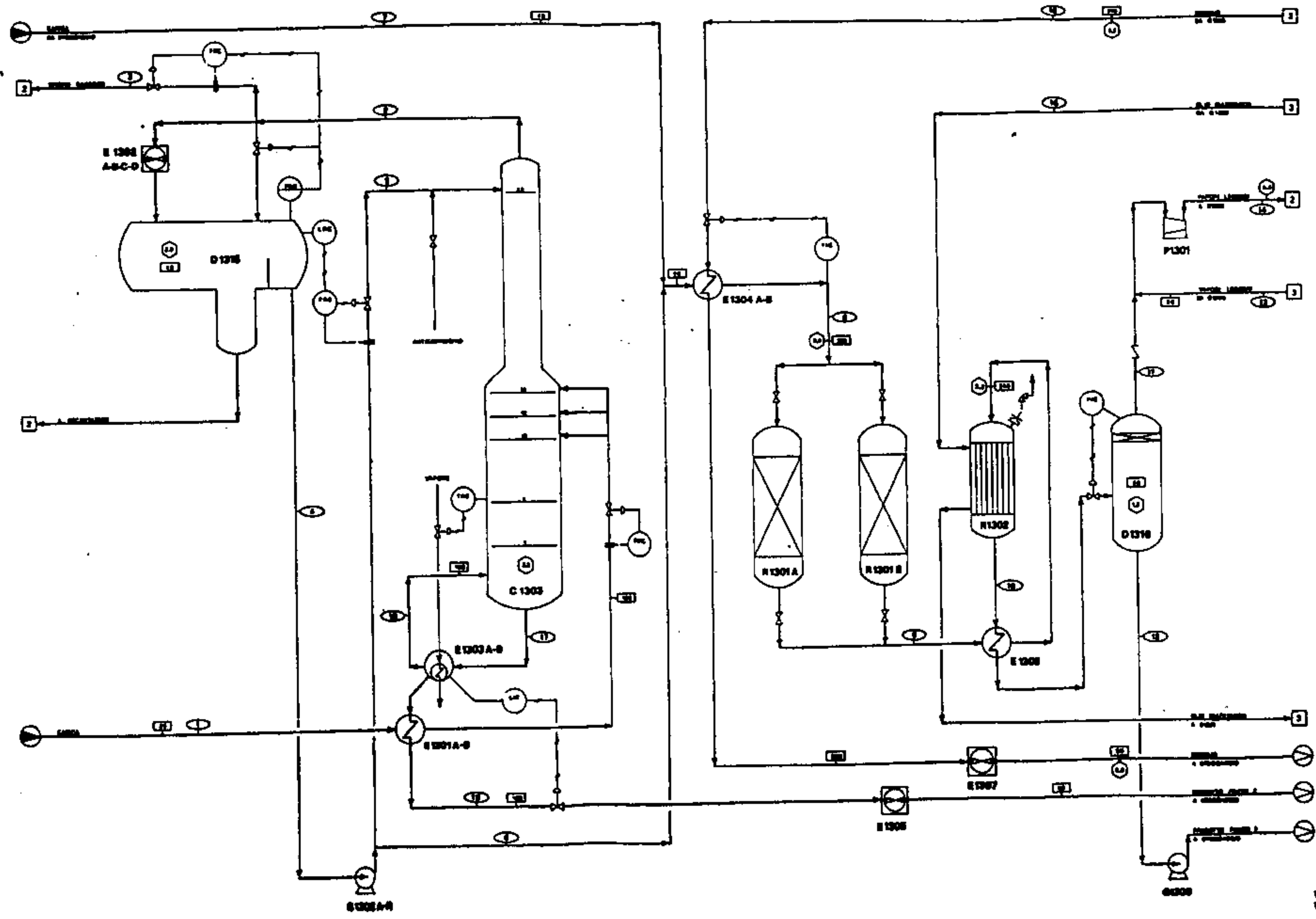
Per i fluidi di processo può rendersi utile indicare direttamente sulle linee dello schema di processo: valori locali della temperatura, pressione, grado di vuoto, portate, quantità di calore scambiato, ecc.  
Si consiglia l'adozione delle indicazioni tipo proposte nella tabella 4.

#### 1.5 Fluidi di servizio

L'elenco esemplificativo delle sigle proposte per i fluidi di servizio è riportato nella tavola 6 (identificazione linee).  
Le sigle dei fluidi di servizio sono racchiuse in apposite indicazioni (tavola 4).

#### 1.6 Connessione fra diversi fogli di schema

Il rinvio da un foglio ad un altro, riguardante gli schemi di uno stesso impianto, deve essere messo in evidenza ai bordi del disegno mediante apposita indicazione (tavola 4). Analogamente si procede per l'ingresso o l'uscita dal « limite di batteria » (perimetro che delimita l'impianto).



lune 1

TAVOLA 1

UNICEM	SCHEMA DI PROCESSO	1303
APPARATO DI DISTILLAZIONE E REAZIONE		



UNICHIM

## BILANCIO MATERIALI

Lever  
TAVOLA 2

POSIZIONE		①		POSIZIONE		②	
DENOMINAZIONE		IDROCARBURI		DENOMINAZIONE		IDROCARBURI	
PESO MOLECOL. MEDIO		66.3		PESO MOLECOL. MEDIO		57.6	
STATO FISICO		LIQUIDO		STATO FISICO		VAPORE	
TEMPERATURA °C		120		TEMPERATURA °C		35	
PRESSIONE kg/cm <sup>2</sup>		8.0		PRESSIONE kg/cm <sup>2</sup>		9.8	
VISCOSITA' cp		0.6		VISCOSITA' cp		/	
PESO SPECIFICO aT <sub>e</sub> P		0.680		PESO SPECIFICO aT <sub>e</sub> P		0.02	
PESO SPECIFICO c.n.		0.755		PESO SPECIFICO c.n.		0.002	
PORTATA aT <sub>e</sub> P m <sup>3</sup> /h		19.6		PORTATA aT <sub>e</sub> P m <sup>3</sup> /h		/	
PORTATA Nm <sup>3</sup> /h		/		PORTATA Nm <sup>3</sup> /h		4870	
UNITA' DI MISURA		kg/h		UNITA' DI MISURA		kg/h	
COMPOSIZIONE		% PESO		COMPOSIZIONE		% PESO	
COMPONENTE	A	6310	47.3	COMPONENTE	A	6310	64.8
"	B	2100	15.7	"	B	2100	21.6
"	C	3100	23.2	"	C	1330	13.6
"	D	550	4.1	"	D	/	/
"	E	1300	9.7	"	E	/	/
TOTALE		13360	100	TOTALE		9740	100
POSIZIONE		③		POSIZIONE		④	
DENOMINAZIONE		IDROCARBURI		DENOMINAZIONE		IDROCARBURI	
PESO MOLECOL. MEDIO		18.9		PESO MOLECOL. MEDIO		40	
STATO FISICO		GAS		STATO FISICO		LIQUIDO	
TEMPERATURA °C		35		TEMPERATURA °C		35	
PRESSIONE kg/cm <sup>2</sup>		3.8		PRESSIONE kg/cm <sup>2</sup>		3.8	
VISCOSITA' cp		/		VISCOSITA' cp		0.1	
PESO SPECIFICO aT <sub>e</sub> P		0.010		PESO SPECIFICO aT <sub>e</sub> P		0.643	
PESO SPECIFICO c.n.		0.0008		PESO SPECIFICO c.n.		0.655	
PORTATA aT <sub>e</sub> P m <sup>3</sup> /h		/		PORTATA aT <sub>e</sub> P m <sup>3</sup> /h		14.3	
PORTATA Nm <sup>3</sup> /h		630		PORTATA Nm <sup>3</sup> /h		/	
UNITA' DI MISURA		kg/h		UNITA' DI MISURA		kg/h	
COMPOSIZIONE		% PESO		COMPOSIZIONE		% PESO	
COMPONENTE	A	520	98.1	COMPONENTE	A	5790	62.9
"	B	10	1.9	"	B	2090	22.7
"	C	/	/	"	C	1330	14.4
"	D	/	/	"	D	/	/
"	E	/	/	"	E	/	/
TOTALE		530	100	TOTALE		9210	100

4

3

2

1

EMESSO COME NORMA

DESCRIZIONE Description

16/6/75 TCM *Qui: [Signature]*

DATA Date COMPIL. Draw up APPROV. App'd

REV