

Isomerizzazione

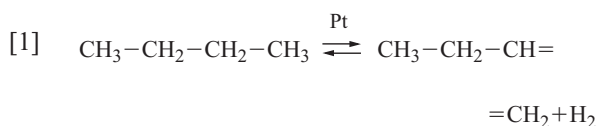
4.2.1 Introduzione

I processi di isomerizzazione possono essere impiegati in una vasta gamma di applicazioni nell'ambito della raffinazione. Attualmente, una delle applicazioni più utilizzate è l'isomerizzazione delle *n*-paraffine leggere a isoparaffine (paraffine ramificate). In questo processo, la benzina leggera da distillazione diretta a basso numero di ottano (costituita essenzialmente da una miscela di pentani ed esani) viene isomerizzata per produrre un componente di *blending* flessibile e altoottanico, privo di zolfo, aromatici e olefine. Un'altra applicazione diffusa è l'isomerizzazione dell'*n*-butano a isobutano da usare come carica nei processi di alchilazione e in altri processi chimici.

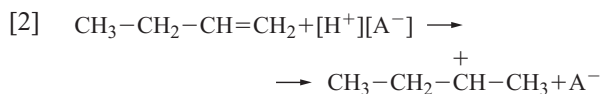
Schemi base di reazione

L'isomerizzazione delle paraffine è efficacemente catalizzata da catalizzatori bifunzionali contenenti un metallo nobile e una funzione acida.

Il meccanismo di reazione per le paraffine da C₄ a C₆ è essenzialmente lo stesso con tutti i tipi di catalizzatori. Si ritiene che la reazione proceda attraverso un intermedio olefinico, formato per deidrogenazione di una paraffina su un sito metallico:

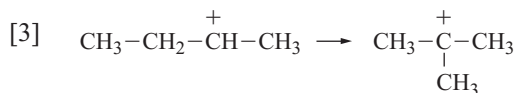


Sebbene la conversione della paraffina all'equilibrio nella reazione [1] sia bassa nelle condizioni di isomerizzazione, le olefine sono presenti in quantità sufficiente per essere convertite a ioni carbonio sul sito acido forte:



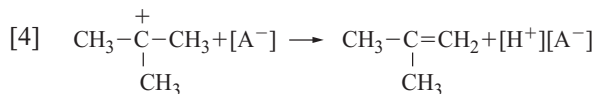
La formazione del carbocatione allontana l'olefina

prodotta dalla reazione [1] e favorisce lo spostamento dell'equilibrio verso destra. Il carbocatione prodotto dalla reazione [2] viene a sua volta isomerizzato:

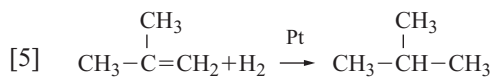


La reazione [3] procede con difficoltà in quanto passa attraverso la formazione di un carbocatione primario. Ciò nonostante, la forte acidità dei catalizzatori di isomerizzazione è sufficiente a far procedere la reazione con elevata velocità.

Il carbocatione ramificato viene poi convertito a olefina per cessione di un protone al sito del catalizzatore:



Nell'ultimo passaggio l'intermedio iso-olefinico viene idrogenato rapidamente alla corrispondente isoparaffina:



Oltre a questo schema di reazione, vi è anche evidenza dell'esistenza di un percorso di reazione bimolecolare, in cui l'intermedio olefinico dimerizza, un atomo di carbonio interno viene protonato e successivamente hanno luogo l'isomerizzazione dello scheletro della molecola e la β -scissione del dimero risultante, che porta alla formazione dell'isoparaffina.

4.2.2 Isomerizzazione dei C₅/C₆: aspetti generali

Gli isomeri paraffinici ramificati C₅ e C₆ vengono impiegati commercialmente soprattutto per produrre carburanti

tab. 1. Numeri di ottano RON e MON di idrocarburi C₄-C₆ paraffinici e isoparaffinici

	RON (PROTOCOLLO ASTM 2699)	MON (PROTOCOLLO ASTM 2700)	VALORE MEDIO
<i>n</i> -butano	93,8	89,6	91,7
<i>i</i> -butano	100,4	97,6	99,0
<i>n</i> -pentano	61,7	62,6	62,2
<i>i</i> -pentano	92,3	90,3	91,3
<i>n</i> -esano	24,8	26,0	25,4
2-metilpentano	73,4	73,5	73,4
3-metilpentano	74,5	74,3	74,4
2,2-dimetilbutano	91,8	93,4	92,6
2,3-dimetilbutano	101,0	94,3	97,6

RON, Research Octane Number

MON, Motor Octane Number

'puliti' e con alte prestazioni. Negli ultimi decenni, l'eliminazione del piombo nelle benzine e le specifiche più restrittive relative al contenuto in benzene, olefine e zolfo hanno spinto le raffinerie a scegliere vie alternative per produrre benzina di qualità elevata.

In virtù della sua natura paraffinica, il prodotto proveniente dalla isomerizzazione delle paraffine leggere (isomerato) è un componente ideale per la formulazione della benzina. La **tab. 1** riporta i valori ottanici delle paraffine e delle isoparaffine da C₄ a C₆.

L'isomerato può essere prodotto mediante vari processi, che si differenziano per i sistemi catalitici impiegati e per i metodi di separazione dei prodotti. Il catalizzatore originariamente usato nei processi di isomerizzazione era costituito da allumina clorurata (fine anni Cinquanta). Successivi sviluppi hanno portato all'uso di catalizzatori zeolitici, di più efficaci catalizzatori a base di allumina clorurata (di seconda e terza generazione) e di catalizzatori a base di ossidi metallici. Lo sviluppo più recente è rappresentato dal catalizzatore PI-242 di UOP (Universal Oil Products), non clorurato, che vanta prestazioni vicine a quelle dell'allumina clorurata.

Ogni sistema catalitico ha un suo definito intervallo di parametri operativi che influenzano sia i costi sia il numero di ottano dei prodotti, nonché la possibilità di riassetto delle unità esistenti.

Catalizzatori

Ciascun sistema catalitico possiede una combinazione di siti acidi di Brönsted e di Lewis che attivano vari livelli di protonazione necessari per far procedere la reazione di isomerizzazione. I catalizzatori di isomerizzazione devono altresì favorire l'idrogenolisi, che non solamente aiuta lo stadio di protonazione, ma serve

anche a saturare gli intermedi olefinici e gli aromatici, nonché a favorire l'apertura dell'anello delle cicloparaffine. Questa funzione, svolta dal platino, conferisce anche maggiore stabilità all'attività del catalizzatore di isomerizzazione, migliorando quindi l'economicità del processo.

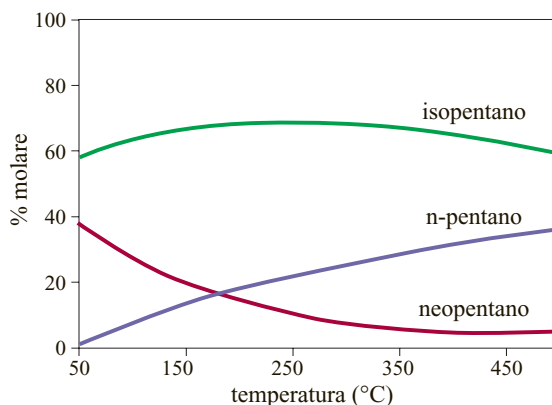
L'isomerizzazione delle correnti C₅/C₆ è una reazione di equilibrio nella quale la formazione delle paraffine ramificate è generalmente favorita dalle basse temperature (**figg. 1 e 2**); pertanto, i catalizzatori più attivi, capaci di operare alle temperature più basse, producono gli isomerati con numero di ottano più elevato. In particolare, le allumine clorurate forniscono i prodotti con più alto numero di ottano alle temperature minori; il catalizzatore PI-242 è leggermente meno efficace e lavora a temperature un poco superiori. I catalizzatori a base di zirconia solfatata, infine, forniscono isomerati con numero di ottano più basso rispetto al PI-242.

Catalizzatori a base di allumina clorurata

I catalizzatori a base di allumina clorurata impregnata con platino, impiegati per la prima volta negli anni Cinquanta, sono i più efficaci in termini di attività e di resa. Come menzionato poco sopra, la loro elevata attività permette di operare a temperature più basse e di ottenere pertanto i prodotti con i più elevati numeri di ottano. I catalizzatori non sono rigenerabili e sono disattivati in modo permanente dai composti ossigenati e dall'acqua; le unità progettate per il loro uso richiedono l'iniezione continua di cloruri e di essiccanti per i gas di reintegro, al fine di rimuovere gli ossigenati. È inoltre necessario un lavaggio caustico del gas di scarico per neutralizzare il cloruro di idrogeno che si forma nei reattori.

Catalizzatori zeolitici

I catalizzatori zeolitici sono costituiti prevalentemente da mordenite impregnata con soluzioni di sali di platino; non contengono attivatori a base di alogenuro e non

**fig. 1.** Composizione di equilibrio dei vari isomeri del pentano in funzione della temperatura.

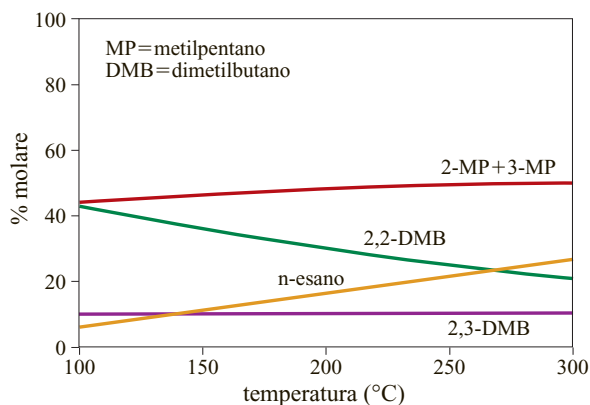


fig. 2. Composizione di equilibrio dei vari isomeri dell'esano in funzione della temperatura.

richiedono la presenza di promotori. Questi catalizzatori operano a temperature superiori e quindi portano alla formazione di un prodotto con più basso numero di ottano. Anche le rese sono inferiori. Questi catalizzatori sono però rigenerabili e tollerano meglio la presenza di contaminanti. Poiché non sono presenti promotori clorurati, non sono richiesti trattamenti per eliminare il cloro dai gas effluenti. Tuttavia, a causa della bassa attività, che costringe a lavorare a temperatura più alta, è necessario l'impiego di un forno. La loro diffusione sembra in declino, a causa dei significativi vantaggi offerti dai nuovi catalizzatori.

Zirconia solfatata e PI-242

La zirconia solfatata impregnata con platino possiede un'attività apprezzabilmente maggiore rispetto ai catalizzatori zeolitici; attività ancora maggiore è mostrata dal catalizzatore PI-242 (catalizzatore con un marchio registrato). Le rese ottenute con questi catalizzatori sono inferiori rispetto all'allumina clorurata. Essi tollerano però meglio l'acqua e gli ossidi presenti nella carica e non richiedono alcun promotore alogenato. Sono completamente rigenerabili mediante un semplice processo di ossidazione, analogo a quello usato per i catalizzatori zeolitici.

Variabili operative

Le variabili fondamentali sono la temperatura, la velocità spaziale (LHSV, Liquid Hourly Space Velocity) e la pressione. La temperatura è la variabile più importante per ottenere un prodotto ad alto numero di ottano (v. ancora figg. 1 e 2).

Il processo Penex (v. oltre) utilizza il catalizzatore più attivo, quello a base di allumina clorurata, e opera nell'intervallo di temperature 120-180 °C. Il processo Par-Isom, che usa il catalizzatore PI-242, leggermente meno attivo, opera a 150-200 °C. I processi basati sul-

l'uso di catalizzatori zeolitici operano a temperature più elevate di circa 80 °C (230-280 °C).

La velocità spaziale LHSV viene fissata durante la fase di progettazione dell'unità e rappresenta un compromesso tra il tempo di residenza e il costo complessivo del catalizzatore. Per valori più bassi di LHSV, è necessario caricare una quantità maggiore di catalizzatore, con tempi di residenza più lunghi. Si può così operare a temperatura più bassa, ottenendo prodotti con valori di numero di ottano più alti.

La pressione del sistema è una variabile che va considerata congiuntamente al flusso dell'idrogeno nel reattore. L'allumina clorurata è più attiva alle alte pressioni e richiede solo un piccolo eccesso di idrogeno oltre la quantità stechiometrica, in quanto il catalizzatore non produce coke. Un'unità Penex opera approssimativamente fra i 30 e i 32 bar senza riciclo. Non è necessaria la presenza né di un separatore né di un compressore del gas di riciclo. I catalizzatori zeolitici e il PI-242, invece, producono coke e richiedono quindi la rigenerazione; per inibire la formazione di coke è necessario operare con una quantità di idrogeno molto superiore a quella stechiometrica. Entrambi gli schemi utilizzano un separatore e un compressore del gas di riciclo per recuperare e riutilizzare l'idrogeno.

Cariche

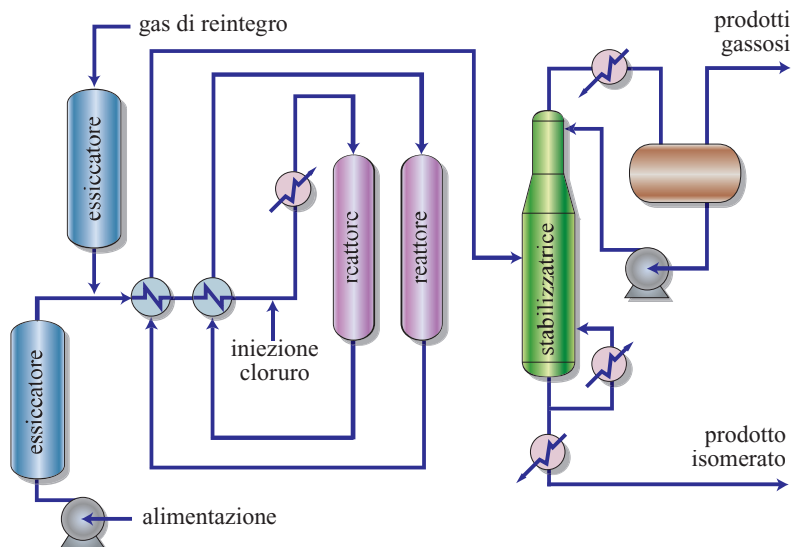
Le cariche convenzionali sono costituite da benzina leggera proveniente dalla distillazione diretta e dai normali trattamenti successivi. Il processo Penex non richiede il prefrazionamento della carica per rimuovere i C_6 ciclici o i C_{7+} e, inoltre, può trattare cariche con discreti livelli di benzene senza bisogno di una sezione separata di saturazione. Ciò permette di allontanare il benzene presente nella naphtha leggera, contestualmente all'aumento del numero di ottano della miscela.

4.2.3 Processi di isomerizzazione dei C_5/C_6

Processo Penex

Il processo Penex è stato introdotto da UOP come tecnica di isomerizzazione per migliorare la qualità della benzina leggera C_5/C_6 da distillazione diretta nel 1958; esso offre una vasta gamma di configurazioni operative, con conseguente alta flessibilità e capacità di trattare cariche diverse. È un processo a letto fisso che utilizza, come già menzionato, un catalizzatore clorurato ad alta attività per isomerizzare le correnti paraffiniche C_5/C_6 , fornendo i corrispondenti prodotti ramificati. La reazione è condotta in presenza di modeste quantità di idrogeno. Sebbene nel corso del processo abbia luogo la conversione dei cloruri a cloruro di idrogeno, è possibile impiegare come materiali da costruzione gli acciai al car-

fig. 3. Schema del processo Penex senza riciclo.



bonio, in quanto l'ambiente di reazione è anidro. Con cariche tipiche C_5/C_6 , l'equilibrio chimico limita il massimo valore raggiungibile di numero di ottano RON (Research Octane Number) a 83-86 (per un solo passaggio). Per ottenere numeri di ottano più alti, UOP ha progettato vari schemi nei quali i componenti con numero di ottano più basso vengono separati e riciclati ai reattori. I processi con riciclo possono arrivare a produrre valori ottanici RON fino a 93.

Processo Penex Hydrocarbon Once Through

L'innovativo processo UOP Penex Hydrogen Once Through (con idrogeno, senza riciclo) permette sostanziali risparmi sia sui costi di investimento sia su quelli di esercizio, eliminando il separatore e il compressore del gas di riciclo. In questo processo (**fig. 3**) la stabilizzatrice separa i gas leggeri dall'effluente del reattore.

Lo schema impiegato tipicamente per raggiungere alte efficienze di conversione prevede due reattori in serie. Il catalizzatore può essere sostituito in un reattore mentre l'altro continua a funzionare. Una caratteristica del processo è che la disattivazione del catalizzatore ha inizio all'ingresso del primo reattore e procede lentamente, con un fronte ben definito, verso il basso lungo il letto. Gli effetti negativi di tale disattivazione sull'efficienza del processo vengono evitati mediante l'installazione di due reattori. Ogni reattore contiene il 50% del totale richiesto. Un sistema di tubazioni e di valvole permette di isolare il reattore contenente il catalizzatore esausto, mentre il secondo reattore resta operativo. Dopo la sostituzione del catalizzatore, i due reattori vengono invertiti. Durante il breve periodo di esclusione di un reattore, l'altro è in grado di mantenere la continuità del processo senza alterare i flussi, le rese e la conversione.

La scelta dello schema di processo è condizionata da vari fattori, tra i quali uno dei più importanti è il numero di ottano che si desidera ottenere. **La fig. 4** mostra i numeri di ottano tipicamente ottenibili con i vari schemi di processo. Per ogni schema è indicato un intervallo di numeri di ottano raggiunti (rappresentato dalla porzione blu delle barre), che tiene conto della diversità delle possibili alimentazioni.

Il processo senza riciclo sopra descritto è il più diffuso per la produzione di aumenti moderati di numero di ottano per naphtha leggera.

Processo Penex con frazionamento convenzionale e riciclo

La separazione e il riciclo al reattore delle *n*-paraffine C_5 e C_6 e delle isoparaffine C_6 a basso numero di ottano producono un alchilato avente un numero di ottano più alto. Lo schema più comune fa uso di una colonna

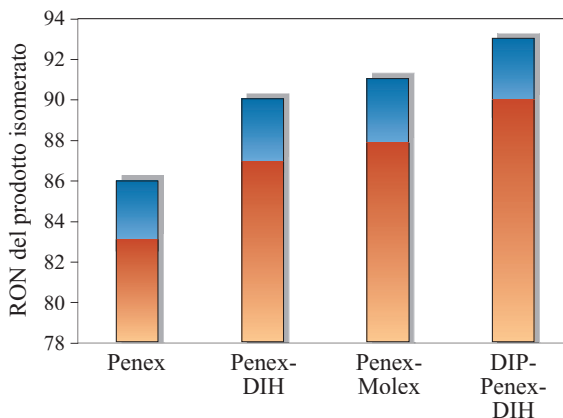


fig. 4. Confronto tra i numeri di ottano ottenuti con i vari processi di isomerizzazione (RON della carica tra 60 e 70).

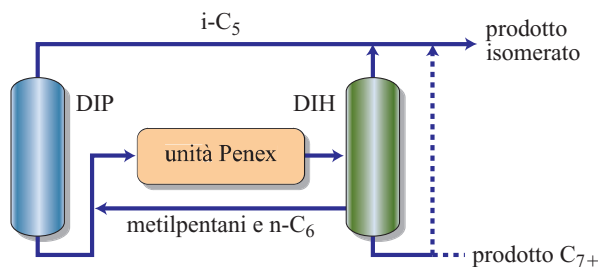


fig. 5. Configurazione con deisopentanizzatrice e deisoesanizzatrice per l'ottenimento dei più elevati numeri di ottano.

deisoesanizzatrice (DIH) per riciclare i metilpentani, l'*n*-esano e alcuni C_6 ciclici. Questa è l'opzione più economica per lo schema con riciclo e fornisce un prodotto con elevato numero di ottano, soprattutto con cariche ricche di C_6 .

Nello schema Penex/DIH l'isomerato stabilizzato alimenta una colonna DIH che, in testa, separa tutti i C_5 e i dimetilbutani. L'*n*-esano e parte dei metilpentani sono estratti come taglio laterale e riciclati ai reattori. La modesta quantità di residuo (C_{7+} e C_6 ciclici) può essere inviata in alimentazione a un'unità di reforming o usata nel *blending* delle benzine. L'aggiunta di una colonna deisopentanizzatrice (DIP) o di una 'super DIH' permette di ottenere i massimi numeri di ottano raggiungibili dagli schemi con riciclo. Con questa configurazione, sia i C_5 basso-ottanici sia i C_6 normalparaffinici e isoparaffinici a basso numero di ottano possono essere riciclati ai reattori Penex (**fig. 5**).

Processo Par-Isom

Il processo Par-Isom impiega un catalizzatore a base di ossido di zirconio solfato, o il catalizzatore PI-242, e presenta il minimo costo di investimento tra tutte le tecnologie di isomerizzazione. Poiché il catalizzatore tolle-

ra la presenza di contaminanti, non è richiesto alcun trattamento speciale della carica. Non essendoci alcun promotore clorurato, non c'è necessità di un lavaggio caustico dei gas che lasciano l'unità. Il processo richiede un solo reattore, in quanto il catalizzatore è rigenerabile mediante semplice combustione del coke e riduzione con idrogeno. La rigenerazione può essere fatta *in situ* o *ex situ*. Poiché il processo opera a più alta pressione di idrogeno, è necessario prevedere un compressore di riciclo e un separatore a valle del reattore. La **fig. 6** mostra lo schema di flusso del processo. I vari schemi di riciclo applicabili al processo Penex si adattano anche a questo processo.

4.2.4 Tecnologie con setacci molecolari per la separazione e il riciclo

L'adsorbimento su setacci molecolari per ottenere valori ottanici più elevati è in uso dagli anni Sessanta, con sistemi di catalizzatori multipli.

Processo TIP/processo IsoSiv

Il processo di isomerizzazione totale TIP (Total Isomerization Process) integra efficacemente il processo di isomerizzazione con catalizzatore zeolitico tramite il processo di adsorbimento IsoSiv con setacci molecolari, per la separazione e il recupero delle *n*-paraffine (**fig. 7**). Come già detto, i catalizzatori zeolitici sono meno attivi, necessitano di un forno per raggiungere la temperatura di reazione richiesta, e forniscono prodotti con numero di ottano più basso.

La separazione e il riciclo delle *n*-paraffine, finalizzati a raggiungere numeri di ottano più elevati possono essere realizzati con l'uso di lenti di adsorbimento a setacci molecolari. Lo schema IsoSiv possiede tipicamente quattro adsorbitori all'interno dell'unità TIP. L'efficien-

fig. 6. Schema del processo Par-Isom.

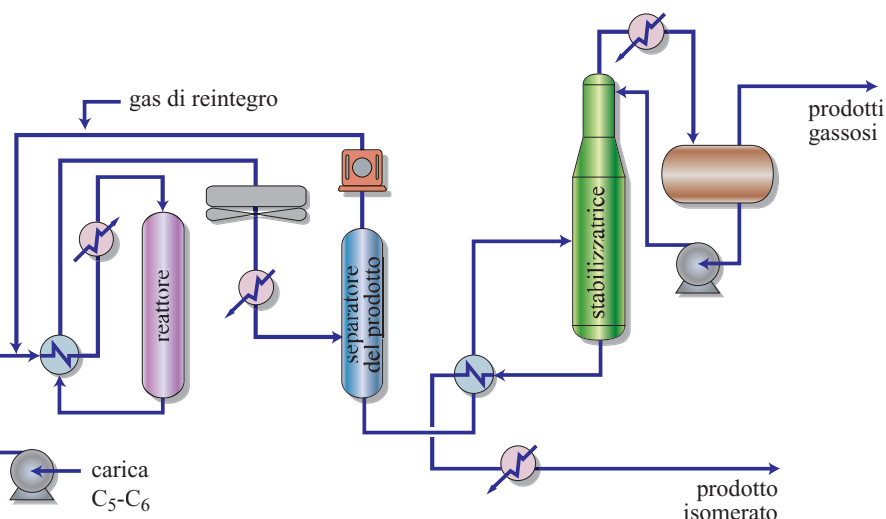
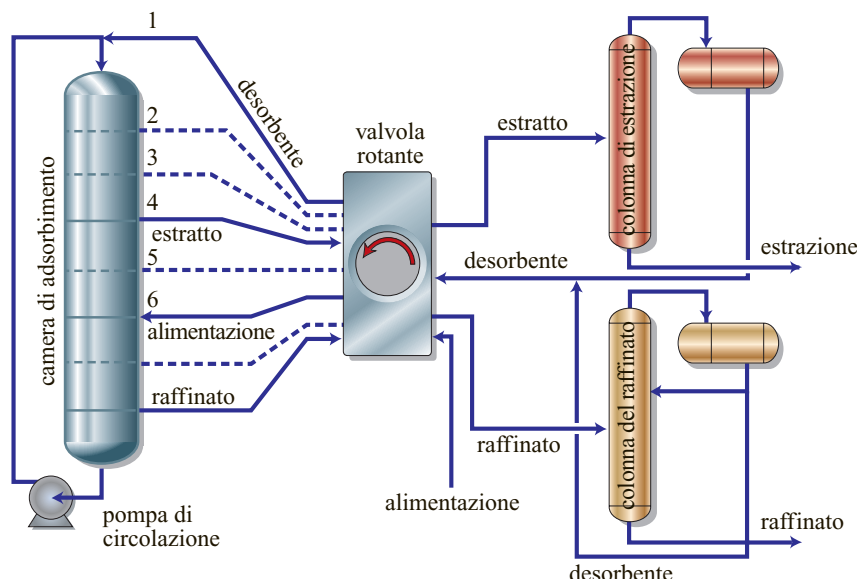


fig. 8. Schema di flusso di un'unità Molex.



letto simula il movimento del solido nella direzione opposta. Non è ovviamente possibile spostare i punti di alimentazione e prelievo dei flussi liquidi in modo continuo. Si può tuttavia avere approssimativamente lo stesso effetto predisponendo linee di accesso multiple del liquido nel letto e spostando periodicamente ogni flusso verso la linea adiacente successiva. Una pompa di circolazione provvede a pompare il liquido dall'uscita (in basso) all'ingresso (in alto) dell'adsorbitore. Una speciale valvola rotante (*rotary valve*) funzionante con lo stesso principio di un rubinetto multidirezionale indirizza il fluido nei punti prestabiliti.

Processo Ipsorb/processo Hexsorb

I processi Ipsorb e Hexsorb di Axens combinano la tecnologia di adsorbimento con setacci molecolari con uno stadio di frazionamento per riciclare le paraffine basso-ottaniche C_5 e C_6 alla sezione di reazione. Anche in questo caso, la fase di adsorbimento è seguita da quella di desorbimento per il recupero delle n -paraffine. Queste fasi sono realizzate ciclicamente e spesso si basano su un terzo fluido per lo stadio di desorbimento.

Quando si impiega idrogeno come fluido desorbente, si deve usare un catalizzatore di isomerizzazione zeolitico, meno attivo, per evitare di degradare i setacci molecolari della sezione adsorbente, con la conseguenza di ottenere prodotti con numero di ottano più basso rispetto a quelli ottenuti con l'allumina clorurata. Per ottenere numeri di ottano più elevati può essere usato un catalizzatore a base di allumina clorurata, con una sezione a setacci molecolari separata. Nel processo Ipsorb, la sezione di adsorbimento è situata a valle della stabilizzatrice dell'isomerato. Le n -paraffine vengono separate dalle isoparaffine mediante setacci da 0,5 nm e isopentano in fase vapore, che viene poi riciclato verso una colonna

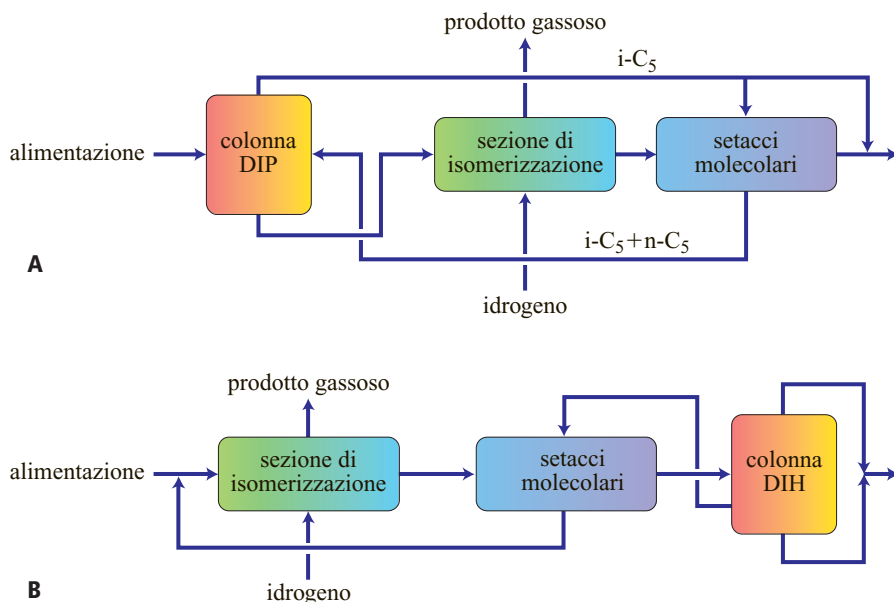
deisopentanizzatrice posta a monte. Questa colonna produce in testa una corrente di isopentano che viene usata come desorbente per la sezione dei setacci, una corrente netta di isopentano (prodotto) e una corrente ricca di n -paraffine per la sezione di reazione (**fig. 9 A**).

Prodotti con numero di ottano più elevato si ottengono con il processo Hexsorb. Anche questo processo usa una sezione di adsorbimento ciclico a valle del reattore per separare le paraffine normali dalle isoparaffine. In questo caso il desorbente è un taglio laterale ricco di metilpentano proveniente da una colonna deisoesanizzatrice (DIH) situata a valle. Il metilpentano desorbito è riciclato al reattore insieme alle n -paraffine desorbite provenienti dalla sezione di separazione che contiene i setacci. La corrente di isoparaffine proveniente dalla medesima sezione viene inviata alla colonna DIH a valle. La DIH produce un isomerato, che costituisce la testa e il fondo della colonna, e un taglio laterale di metilpentano. In alternativa, la carica isomerata grezza può essere inviata alla sezione dei setacci molecolari per rimuovere le paraffine ramificate, prima di essere inviata al reattore (**fig. 9 B**).

4.2.5 Isomerizzazione del C_4

In anni recenti la tecnologia di isomerizzazione dell' n -butano ($n-C_4$) a isobutano ($i-C_4$) è diventata sempre più importante per le applicazioni relative ai carburanti; l'isobutano, infatti, è una carica primaria per i processi di alchilazione che producono un componente per il blending delle benzine dotato di ottime proprietà motoristiche e ambientali. L'isobutano trova inoltre un altro impiego come alimentazione per gli impianti di produzione di MTBE (metilterbutil etero).

fig. 9. Schema dei processi Ipsorb (A) e Hexsorb (B).



Il processo Butamer (**fig. 10**), commercializzato nel 1959 da UOP, è un processo a letto fisso che impiega un catalizzatore a base di allumina clorurata impregnata con platino per isomerizzare l'*n*-butano a isobutano. Il catalizzatore contiene funzioni acide sia di Brönsted sia di Lewis e una funzione metallica, e agisce come descritto per l'isomerizzazione dei C₅/C₆. L'isomerizzazione del butano, tuttavia, non richiede la stessa capacità idrogenante e può quindi essere realizzata con contenuti di platino molto inferiori rispetto alla isomerizzazione di

pentano ed esano. Analogamente a quest'ultima, anche l'isomerizzazione del butano è limitata dall'equilibrio che si stabilisce, ottenendosi conversioni più alte alle basse temperature.

Indipendentemente dal contenuto di isobutano della carica, la frazione di C₄ che esce dall'unità contiene circa il 60% in volume di *i*-C₄. Per ottenere la massima resa dall'impianto, è quindi opportuno alimentare il processo con una frazione contenente la maggior quantità possibile di *n*-C₄.

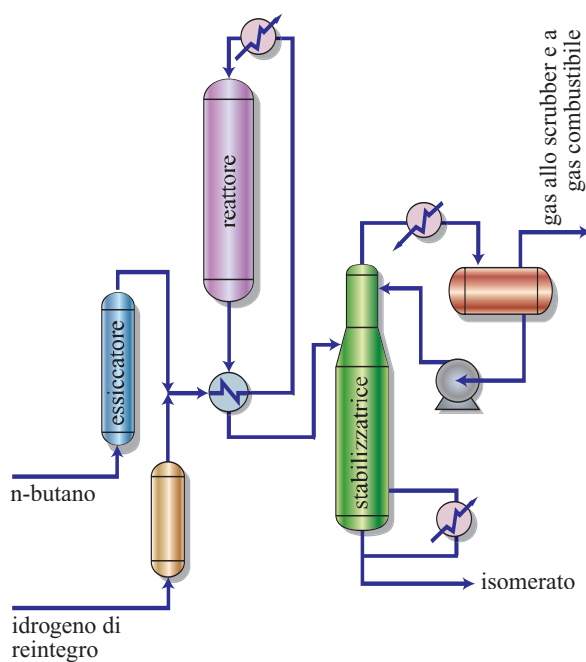


fig. 10. Schema di flusso del processo Butamer.

Schema di processo

Lo schema funzionale del processo Butamer dipende dalla specifica applicazione. Per cariche già contenenti il 30% o più di *i*-C₄ è conveniente inviare l'alimentazione a una colonna deisobutanizzatrice così da arricchirla in *n*-C₄, mentre le cariche più ricche di quest'ultimo possono andare direttamente alla sezione di reazione, dove vengono miscelate con l'idrogeno di reintegro, riscaldate e immesse nel reattore.

La scelta del sistema a uno o due reattori deve essere fatta considerando da una parte il vantaggio offerto dalla possibilità di operare praticamente in continuo, con migliore utilizzo del catalizzatore, dall'altra i maggiori oneri per l'installazione dei due reattori. L'effluente dal reattore viene raffreddato e inviato alla stabilizzatrice. Poiché l'idrogeno utilizzato è solamente in leggero eccesso rispetto a quello richiesto per la reazione di conversione, non occorrono né un compressore del gas di riciclo né un separatore.

La corrente del fondo della stabilizzatrice ritorna alla deisobutanizzatrice, dove vengono recuperati in testa sia gli *i*-C₄ presenti in origine, sia quelli prodotti nel reattore di isomerizzazione. L'*n*-C₄ non convertito costituisce

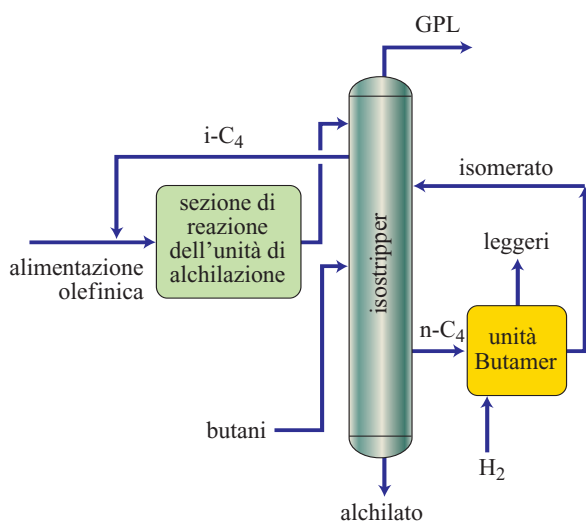


fig. 11. Integrazione dell'unità Butamer nel processo di alchilazione.

il taglio laterale e viene riciclato al reattore. Il sistema viene spurgato dal pentano e dagli idrocarburi più pesanti che possono essere presenti nella carica, prelevando una piccola corrente di spurgo dal fondo della colonna (v. ancora fig. 10).

Il processo Butamer può essere incorporato nel progetto di una nuova unità di alchilazione o in unità già operative. Per questo tipo di applicazione, la sezione frazionatrice dell' $i\text{-C}_4$ (in dotazione all'unità di alchilazione) può essere usata per preparare una carica adatta

all'impianto Butamer (con elevati contenuti di $n\text{-C}_4$) e per recuperare e riciclare gli $n\text{-C}_4$ non convertiti (**fig. 11**).

Bibliografia generale

- ANDERSON G.C. *et al.* (2004) *New solutions for light paraffin isomerization*, Des Plaines (IL), UOP LLC.
- CUSHER N.A. (2004) *UOP butamer process*, in: Meyers R.A. (editor in chief) *Handbook of petroleum refining processes*, New York, McGraw-Hill.
- DOMERGUE B., WATRIPONT L. (2005) *Paraffins isomerisation options*, «Petroleum Technology Quarterly», Spring.
- GRAEME S., LAAN M. VAN DER (2003) *Butane and light naphtha isomerisation*, «Petroleum Technology Quarterly».
- GRAEME S., ROSS J. (2004) *Advanced solutions for paraffins isomerization*, in: *Proceedings of the National Petrochemical and Refiners Association annual meeting*, San Antonio (TX), 21-23 March.
- HUNTER M.J. (2003) *Light naphtha isomerisation to meet 21st century gasoline specifications*, «Oil & Gas European Magazine».
- JOHNSON J. (2004) *UOP sorbex family of technologies*, in: Meyers R.A. (editor in chief) *Handbook of petroleum refining processes*, New York, McGraw-Hill.
- KUCHAR P. *et al.* (1998) *New technology for upgrading light naphtha ad refinery light ends*, UOP LLC internal presentation.
- SHECTERLE D.J., ROSIN R.R. (2004) *Upgrading light naphtha*, UOP LLC tutorial, in: *Proceedings of the American Institute of Chemical Engineers Spring national meeting*, New Orleans (LA), 25-29 April.

MARGARET STINE

Copyright 2004 UOP LLC
Tutti i diritti sono riservati a norma di legge
L'uso è autorizzato dalla UOP

