

Linde Technology

1/2003

Welthandel mit
Flüssigerdgas

Das Snøhvit-Projekt

Heliumgewinnung
im Großmaßstab

Mobil mit Flüssig-
wasserstoff

On-site-Versorgung
mit technischen Gasen





Rohrbündel eines gewickelten Wärmetauschers, einer Schlüsselkomponente von Erdgasverflüssigungsanlagen, wie sie auch beim Snøhvit-Projekt zum Einsatz kommen (Seite 12).

Linde Technology

Editorial



Liebe Leserinnen, liebe Leser,

Ihre Neugier für einige der aktuellsten Trends aus Forschung und Technik zu wecken, ist seit vielen Jahren das Anliegen der Berichte aus Technik & Wissenschaft. Heute ist dieser Anspruch wichtiger denn je: Schließlich zählen Know-how und Innovationsfähigkeit in einem von schnellem technologischen Wandel geprägten Umfeld zu den wichtigsten Erfolgsfaktoren. Hinzu kommt ein in den letzten Jahren stetig wachsendes Interesse der Medien und der Öffentlichkeit an Wissenschaftsthemen im Allgemeinen.

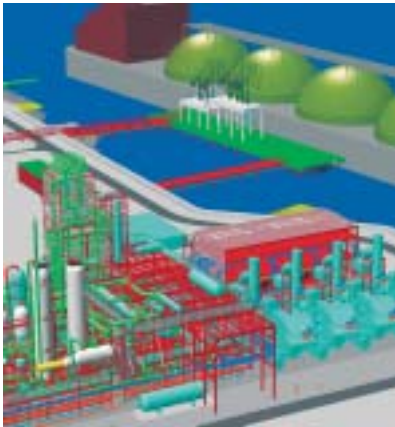
Zwei gute Gründe für die Modernisierung eines bewährten Konzepts: Mit der ersten Ausgabe von Linde Technology möchten wir Sie in aktualisierter Form für spannende Themen aus den Bereichen Gase und Engineering begeistern. Wissenschaftler, Ingenieure und Forscher berichten über die steigende Bedeutung des Welthandels mit Flüssigerdgas und den Bau Europas größter Erdgas-Verflüssigungsanlage in Nordnorwegen. Das vielseitige Edelgas Helium sowie Wasserstoff als Garant unserer zukünftigen Mobilität stehen im Mittelpunkt weiterer Artikel. Außerdem berichten wir von Verfahren zur On-site-Versorgung von Raffinerien mit technischen Gasen.

Gerne werden wir Ihnen auch mit den kommenden, zwei Mal jährlich erscheinenden Ausgaben von Linde Technology Einblicke in das Innenleben des Technologiekonzerns Linde vermitteln. Wir würden uns freuen, Ihnen Appetit auf mehr gemacht zu haben, und wünschen eine spannende Lektüre.

A handwritten signature in black ink that reads "Belloni". The signature is written in a cursive, slightly stylized font.

Dr.-Ing. Aldo Belloni,
Mitglied des Vorstands
Linde AG
Gas und Engineering

Inhalt



CAD-Darstellung der im Bau befindlichen LNG-Baseload-Anlage bei Hammerfest (Seite 12).



Teilansicht eines gewickelten Wärmetauschers in der Fertigung (Seite 14).



Neue Hochleistungs-Absperrklappe für den Einsatz im Tieftemperaturbereich (Seite 40).

- | | |
|---|-----------|
| Flüssig mit Energie versorgt
Erdgas-Handelswege und -Verflüssigungsverfahren
WOLFGANG FÖRG | 4 |
| Das Snøhvit-Projekt
Der Mixed Fluid Cascade (MFC®)-Prozess für die erste europäische LNG-Baseload-Anlage
EGINHARD BERGER,
WOLFGANG FÖRG,
ROY SCOTT HEIERSTED,
PENTTI PAUOLA | 12 |
| Von der Pipeline zur Lagerung
Heliumgewinnung und -verflüssigung im Großmaßstab
MAX BRÄUTIGAM,
JÜRGEN CLAUSEN | 24 |
| LH₂ macht mobil
Flüssigwasserstofftechnologie für Kraftfahrzeuge
JOACHIM WOLF | 30 |
| Sichere Temperaturführung
Kryogenes Temperiersystem für Tieftemperaturprozesse
HANS-JÜRGEN REINHARDT,
DIETER DÜRR | 36 |
| Dicht bei tiefen Temperaturen
Hochleistungs-Absperrklappe für Rohrleitungen mit tiefkalten Flüssigkeiten
M. METIN GERCEKER | 40 |
| Weniger Schadstoffe im Erdöl
On-site-Versorgung von Raffinerien mit technischen Gasen
GEBHART SCHOLZ,
DIRK SCHWEER,
MICHAEL HEISEL | 43 |

Flüssig mit Energie versorgt

Etwa ein Viertel des internationalen Handels mit Erdgas wird in Form von verflüssigtem Erdgas (Liquefied Natural Gas, LNG) abgewickelt. Das waren im Jahr 2001 etwa 106,6 Millionen Tonnen. Mit neuen Konzepten will die Linde-Statoil LNG Technology Alliance die Kosten für Erdgas-Verflüssigungsanlagen senken und gleichzeitig eine Verkürzung der Bauzeit erreichen.

Der weltweite Primärenergieverbrauch im Jahre 2001 betrug 9,126 Milliarden Tonnen Öl Equivalent (toe) (s. Abb.1) Die geringe Steigerung des Gesamtverbrauchs von 0,34% spiegelte das geringe Wachstum in den Industrienationen wider. Kohle und Kernenergie, sozusagen die heimischen Ressourcen, haben die höchsten Steigerungsraten, Ölverbrauch und Strom aus Wasserkraft waren rückläufig [1].

In Deutschland wurden im Jahr 2001 335,2 Millionen Tonnen Öl Equivalent verbraucht, das bedeutet 3,7% des Weltverbrauchs. Etwa 23% des geförderten Erdgases werden international gehandelt, davon ein Viertel in Form von verflüssigtem Erdgas oder LNG.

Energieträger	2001 in Mio.toe	%	2000 in Mio.toe	Veränd. 01/00 %
Öl	3.510,6	38,47	3.519,0	- 0,24
Kohle	2.255,1	24,71	2.216,8	+ 1,73
Erdgas	2.164,3	23,72	2.157,5	+ 0,32
Kernenergie	601,2	6,59	585,0	+ 2,77
Wasserkraft	594,5	6,51	619,0	- 3,96
Total	9.125,7	100,0	9.095,2	+ 0,34
Deutschland	335,2	3,67		

Abb. 1: Weltweiter Verbrauch an Primärenergie in Mio. toe

Abb. 2 zeigt einige wichtige Zahlen der LNG-Industrie: Eine Tonne Öl Equivalent entspricht 41,9 Mrd. Joule, eine Tonne LNG entspricht ca. 55,0 Mrd. Joule, d.h. pro Gewichtseinheit hat LNG einen um ca. 31% höheren Heizwert als Öl.

Im Jahr 2001 betrug der Welthandel mit LNG 106,6 Millionen Tonnen, das sind 1,53% des Weltprimärenergieverbrauchs. Im Jahre 1996 waren es 72,6 Millionen Tonnen, eine Steigerung von immerhin 46,9% in fünf Jahren. Es ist zu erwarten, dass die beachtliche Steigerung von 8% pro Jahr über einen längeren Zeitraum anhält. In 2001 kostete 1 toe für Erdgas in großen Mengen in Europa 166,3 US \$, in USA 161,6 US \$ und in Japan 184,2 US \$.

Da Japan ausschließlich mit LNG beliefert wird, kann der japanische Preis als Durchschnittspreis für LNG angesehen werden. In den USA hat der Marktpreis auf 161,6 US \$ beträchtlich angezogen. Das ist der Grund, warum auch bald größere Mengen an LNG ihren Weg in die USA finden werden. In Europa liegt der Großhandelspreis bei 166,3 US \$ zwischen den USA und Japan, weshalb LNG gegenüber Pipelinegas auch hier konkurrieren kann.

Heizwert

1toe	=	41,9 x 10 ⁹ J	
1 t LNG	~	55,0 x 10 ⁹ J	= 131%

Welthandelsvolumen

1996	72,6 x 106 t LNG
2001	106,65 x 106 t LNG ≈ +8% p.a.

Preise (in US \$) für Erdgas in großen Quantitäten (pro toe, Stand 2001)

in Europa	166,3
in USA	161,6
in Japan	184,2

Abb. 2: Wichtige Zahlen der LNG-Industrie

Abb. 3:
Übliche Handels-
wege für flüssiges
Erdgas

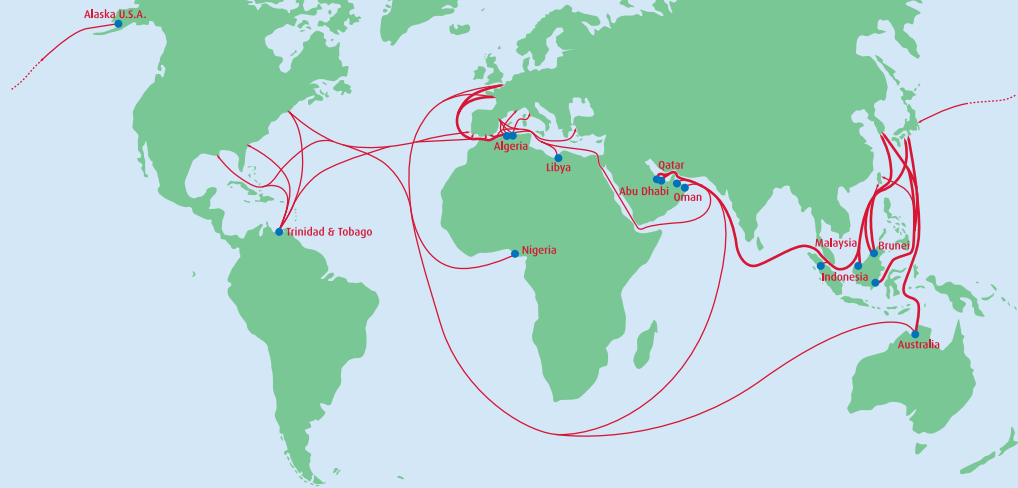


Abb. 4:
Verflüssigungs- und
Wiederverdampfungs-
anlagen in Europa

Verflüssigung ○
Wiederverdampfung ○



Der Welthandel mit LNG

Derzeit gibt es weltweit 15 Standorte für Großverflüssigungsanlagen:

Algerien (2),	Brunei (1),
Libyen (1),	Australien (1),
Abu Dhabi (1),	Alaska (1).
Katar (2),	Oman (1),
Malaysia (1),	Nigeria (1)
Indonesien (2),	Trinidad und Tobago (1)

Weitere Anlagen sind im Bau, wie Damietta/Ägypten, Hammerfest/Norwegen und Sakhalin/Russland oder in der Planung so z.B. in Afrika und Südamerika.

In Europa gibt es folgende LNG-Empfangshäfen mit Wiederverdampfungsanlagen:

Belgien (1),	Italien (1),
Frankreich (2),	Griechenland (1)
Spanien (3),	Türkei (1).

Ein LNG-Terminal in Canvey Island/Großbritannien wurde ebenso bereits geschlossen und abgebaut wie einer in Nantes/Frankreich. In Japan befindet sich mit 19 Anlagen die überwiegende Anzahl aller LNG-Terminals mit Wiederverdampfungsanlagen. Auch in Taiwan und in Korea stehen LNG-Terminals, wobei in Korea neben den zwei in Betrieb befindlichen ein dritter im Bau ist.

Während in den USA noch drei in Betrieb sind, wurde ein vierter, Cove Point in Maryland, zunächst in eine so genannte Peakshaving-Anlage umgebaut. Sie soll aber in diesem Jahr wieder in Betrieb genommen werden.

Abb. 5 zeigt die historische Entwicklung des LNG-Exports. 1964 begann Algerien aus der Camel-Anlage in Arzew LNG zu exportieren. Ende der 60er und in den 70er Jahren kamen zahlreiche Anlagen in Alaska, Libyen, Brunei, Abu Dhabi und Indonesien hinzu. Indonesien entwickelte sich sehr rasch zum größten Exporteur. 1983 begann Malaysia LNG zu exportieren und 1990 folgte das North West Shelf Projekt in Australien. Inzwischen sind noch Katar, Trinidad und Tobago, Nigeria sowie Oman hinzugekommen [2].

Peakshaving Anlage

Im Gegensatz zu Baseload-Anlagen, die ganzjährig betrieben werden und den Grundbedarf an Erdgas abdecken, dienen Peakshaving-Anlagen zur Abdeckung des Spitzenbedarfs. Denn während der wärmeren Jahreszeit nehmen die Energieversorgungsunternehmen größere Gasmenge ab, als für den Durchschnittsverbrauch benötigt wird. Der Überschuss wird verflüssigt und gespeichert. Während der kalten Jahreszeit wird das Flüssigerdgas

zur Deckung des Spitzenverbrauchs genutzt, indem es zunächst auf den erforderlichen Lieferdruck erhöht, in Verdampfern besonderer Bauart wieder verdampft und ins Verbrauchernetz gefördert wird.

Die Verflüssigungskapazitäten von Peakshaving-Anlagen liegen etwa zwischen 100 und 20.000 Nm³/h. In Baseload-Anlagen können je Verflüssigungsstrang bis zu 800.000 Nm³/h (5 Mio. Tonnen pro Jahr) Erdgas verflüssigt werden.

Als erster Importeur trat Großbritannien 1964 mit einem Terminal in Canvey Island in der Themsemündung auf (s. Abb. 6). Großbritannien beendete jedoch die Importe im Jahr 1981, da aus der Nordsee inzwischen genügend Pipelinegas herangeführt werden konnte. 1965 folgte Frankreich und 1969 Japan, das sich stetig zum größten LNG-Importeur entwickelte. Es folgten Spanien, Italien und die USA. Bemerkenswert ist, dass die USA 1979 ihre bisher größte Menge importierten. 1980, in Folge der zweiten Ölpreiskrise und des Umstands, dass der LNG-Preis an den Ölpreis gekoppelt war, konnte der amerikanische Importeur das LNG nicht mehr absetzen und musste Konkurs anmelden. Entsprechend gingen die Mengen des algerischen Exporteurs zurück.

Auch Deutschland hat über den französischen Terminal Fos sur Mer LNG eingekauft. Da China, Indien, Mexiko und Brasilien Importe planen, dürfte das prognostizierte Wachstum anhalten.

Abb. 7 zeigt für 2001 die LNG-Quellen und deren Mengen und Anteile am Gesamtaufkommen.

Aus Abb. 8 geht hervor, dass Europa und USA zusammen nur knapp 29%, Japan, Korea und Taiwan zusammen jedoch 71% des gesamten LNG aufnehmen.

Die höchste Hürde bei der Intensivierung des LNG-Handels sind die enormen Investitionen. Diese erfordern langfristige Verträge zwischen finanzstarken und zuverlässigen Partnern auf der Käufer- und der Verkäuferseite. In den letzten Jahren hat sich zwar ein gewisser Spot-Markt herausgebildet. Beispielsweise kauften die USA lange Zeit nur über kurzfristige Verträge am Spot-Markt. Das ist jedoch keine Basis für den Bau neuer Verflüssigungsanlagen oder von neuen Schiffen. Geht man davon aus, dass die Investitionskosten pro Jahrestonne Verflüssigungsleistung 300 US \$ betragen, eine Zahl, die erst in letzter Zeit unterschritten wurde, so ergibt sich ein Wert für die installierte Verflüssigungsleistung von etwa 32 Mrd. US \$. In 2001 waren 128 LNG-Schiffe in Betrieb. Der Wert dieser Schiffe beträgt ca. 25 Mrd. US \$. Zur selben Zeit waren 40 LNG-Wiederverdampfungsanlagen in Betrieb, welche grob geschätzt einen Wert von 12 Mrd. US \$ darstellen. Nicht enthalten in diesen Zahlen sind die Kosten für Gasgewinnung, Gassammlung und Rohrleitung zur Verflüssigungsanlage einerseits und die Verteilung des wiederverdampften Erdgases andererseits. Diese Zahlen verdeutlichen jedoch, welcher Anstrengung es bedarf, um circa 1,5% des Primärenergiebedarfs der Erde zu befriedigen.

Es werden nicht nur neue Verflüssigungsanlagen erstellt, sondern es kommen auch neue Abnehmer hinzu. Indien, China und Brasilien sind bereits mehr oder weniger weit fortgeschritten. Der hervorragende Wirkungsgrad von Gas- und Dampfturbinenkraftwerken und die relative Umweltfreundlichkeit von Erdgas machen LNG zu einer favorisierten Primärenergie für sogenannte Independent Power Producer (IPP), die sich in bevölkerungsreichen Küstenregionen ansiedeln werden. Ein Projekt dieser Art ist im Jahr 2000 in Puerto Rico fertiggestellt worden.

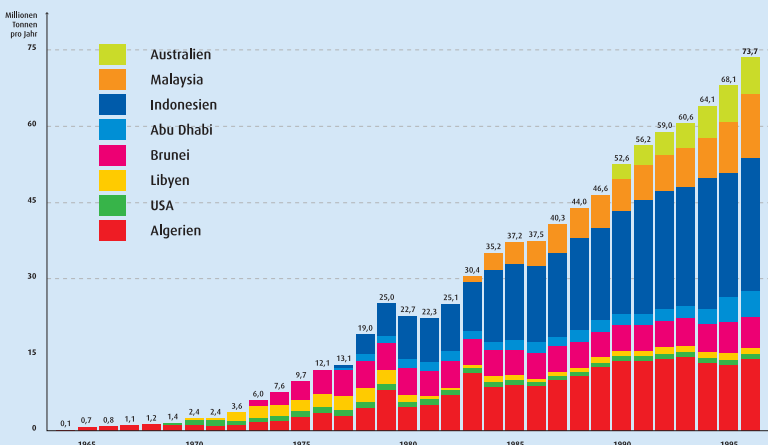


Abb. 5: LNG-Export nach Ländern

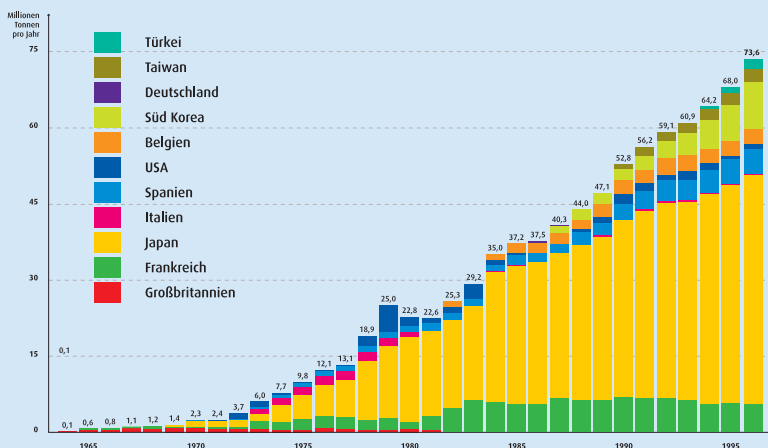


Abb. 6: LNG-Import nach Ländern

Verflüssigungsverfahren im Vergleich

Innerhalb der LNG-Industrie wurde immer wieder der Wunsch geäußert, durch mehr Konkurrenz und neue Ideen Kosten und Bauzeit für Verflüssigungsanlagen zu senken. Auch aus diesem Grund gründeten Anfang 1996 die norwegische Öl- und Gasgesellschaft Statoil und die Linde AG eine LNG Technology Alliance mit der Zielsetzung, neue Konzepte zu entwickeln für:

- den Verflüssigungsprozess,
- die Herstellung von Tieftemperaturwärmetauschern und
- das Design und den Bau der Anlage.

Zunächst wurden die existierenden Verflüssigungsprozesse untersucht. Historisch unterscheidet man zwischen drei verschiedenen bisher angewendeten Verfahren:

- der klassischen Kaskade,
- dem einfachen Gemischkreislauf und
- dem mit Propan vorgekühlten Gemischkreislauf.

Sowohl die klassische Kaskade als auch der einfache Gemischkreislauf wurden bisher dreimal verwirklicht (**Abb. 10 und 11**).

Die drei Prozesse mit einfachem Gemischkreislauf haben zwar ausgeprägte Unterschiede in ihren Verfahrenskonzepten. Es ist ihnen jedoch gemeinsam, dass ein einziges Kältemittelgemisch in einem einzigen Kompressor verdichtet wird.

Der bis jetzt erfolgreichste Prozess ist jedoch der mit Propan vorgekühlte Gemischkreislauf von APCI, der mit Inbetriebnahmedaten von 1972 bis 2001 in acht verschiedenen Ländern und mehr als 55 Verflüssigungslinien eingesetzt worden ist [10].

Da die Verflüssigungsanlage etwa 50% der Investitionskosten der gesamten LNG-Wertkette ausmacht, hat die Alliance die vorhandenen Prozesse genau untersucht und miteinander verglichen.

Abb. 12 zeigt den klassischen Kaskadenprozess (Classical Cascade Process, CCP). Auf eine dreistufige Vorkühlung des Erdgases mit Propan folgt eine dreistufige Verflüssigung mit Ethylen und eine dreistufige Unterkühlung mit Methan. Während das Propan die verschiedenen Saugtrommeln an seinem Taupunkt verlässt und verdichtet wird, werden Ethylen und Methan verdampft und überhitzt, bevor sie verdichtet werden.

In **Abb. 13** ist der einfache Gemischkreislauf (Single Flow Mixed Refrigerant Process, SFMRP) dargestellt, der das Ergebnis von ausgedehnten Optimierungsarbeiten war. Die erste Zielsetzung der Alliance, einen verbesserten Prozess zu entwickeln, führte zum Entwurf des Mixed Fluid Cascade Process (MFCP).

LNG-Exporte 2001

	Mio. m ³ (flüssig)	Mio. t	%	Veränderung 2001/2000 (%)
Algerien	42.298	19.373	18,16	- 3,64
Abu Dhabi	11.396	5.219	4,89	2,53
Katar	27.394	12.547	11,76	20,37
Libyen	1.278	0.585	0,55	- 0,16
Nigeria	12.519	5.733	5,38	27,16
Oman	11.975	5.484	5,14	164,17
Mittlerer Osten / Afrika	106.860	48.941	45,88	14,38
Trinidad und Tobago	6.174	2.838	2,65	- 4,16
USA	2.996	1.72	1,29	0,71
Nord- und Südamerika	9.170	4.200	3,94	- 2,62
Indonesien	52.422	24.009	22,51	- 11,76
Malaysia	33.662	15.417	14,46	0,77
Australien	16.155	7.399	6,94	1,19
Brunei	14.600	6.687	6,27	- 0,14
Asien + Australien	116.839	53.512	50,18	- 5,32
Total	232.869	106.653	100,00	2,93

Abb. 7: Die wichtigsten Lieferländer von flüssigem Erdgas

LNG-Importe 2001

	Mio. m ³ (flüssig)	Mio. t	%	Veränderung 2001/2000 (%)
Frankreich	19.546	8.952	8,39	2,51
Spanien	17.188	7.872	7,38	13,43
Belgien	3.745	1.715	1,61	- 45,82
Türkei	8.038	3.682	3,45	12,59
Italien	5.809	2.660	2,49	- 0,68
Griechenland	0.879	0.403	0,38	3,53
Europa	55.205	25.284	23,70	+ 0,43
USA	11.130	5.097	4,78	3,96
Puerto Rico	0.903	0.414	0,39	57,04
Nord und Südamerika	12.033	5.511	5,17	6,67
Japan	120.071	54.992	51,56	1,34
Korea	35.198	16.121	15,11	10,66
Taiwan	10.362	4.746	4,45	6,79
Asien + Australien	165.631	75.859	71,13	3,52
Total	232.869	106.654	100,00	2,93

Abb. 8: Einfuhren von flüssigem Erdgas

Abb. 14 zeigt eine Skizze dieses Prozesses, der aus drei in Kaskade geschalteten Gemischkreisläufen besteht. Der Vorkühlkreislauf, bestehend aus einem Gemisch von C_2H_6 und C_3H_8 , wird im Kompressor C1 verdichtet, im Meerwasserkühler CW1 verflüssigt und im Tieftemperaturwärmetauscher E1A abgekühlt. Ein Teil wird auf einen Zwischendruck entspannt und als Kältemittel in E1A benutzt. Ein zweiter Teil wird im Wärmetauscher E1B weiter abgekühlt, auf den Saugdruck des Kompressors C1 entspannt und als Kältemittel im Wärmetauscher E1B benutzt. Der Verflüssigungskreislauf wird in Kompressor C2 verdichtet, in den Meerwasserkühlern CW2A und CW3A abgekühlt und in den Wärmetauschern E1A, E1B und E2 noch weiter abgekühlt. Er wird gedrosselt und als Kältemittel im Verflüssiger E2 benutzt. Der Unterkühlungskreislauf wird in Kompressor C3 verdichtet, in den Meerwasserkühlern CW3A und CW3B abgekühlt, in den Wärmetauschern E1A, E1B, E2 und E3 weiter abgekühlt, in der Flüssigturbine X1 entspannt und als Kältemittel im

Unterkühlungsgegenströmer E3 benutzt. Alle Kompressoransaugströme werden leicht über ihren Taupunkt erhitzt. Inzwischen wurden für diesen Prozess ein deutsches sowie mehrere internationale Patente erteilt.

Einen Vergleich der Hauptdaten der oben genannten Prozesse zeigt die **Abb. 12**.

Es wurde besondere Sorgfalt darauf verwendet, eine vergleichbare Basis für die Untersuchung der verschiedenen Prozesse zu schaffen. Das Linde eigene Optimierungsprogramm OPTISIM® wurde für diesen Zweck eingesetzt [11]. Es wurde der Versuch gemacht, für alle Prozesse ähnliche Wärmeübertragungsflächen innerhalb des Kühlwasserteils und des Tieftemperaturteils zu schaffen. Dies war nicht immer möglich, da die Begrenzung auf eine minimale Temperaturdifferenz Priorität hatte.

Aufgrund dieser Annahmen ergaben sich im Falle des Mixed Fluid Cascade Prozess 70,4 MW als Kompressorleistung bei 100% Wirkungsgrad für die Kältekreisläufe. Wenn man die Kompressorleistung mit den tatsächlichen adiabaten Wirkungsgraden vergleicht, so kann der Vorteil des MFCP gegenüber dem C3MRC verschwinden, da beim MFCP keine axiale Maschine eingesetzt werden kann, wohingegen Kompressor C2 beim C3MRC als axiale Maschine gebaut werden kann, mit einem höheren adiabaten Wirkungsgrad.

Trotz dieser Tatsache sieht Linde einen Vorteil im MFCP (Mixed Fluid Cascade Prozess), da die Wärmetauscher E2 und E3 bei diesem Prozess von ähnlicher Größe sind und sich sehr wohl im Rahmen der Baubarkeit von gewickelten Wärmetauschern bewegen. Das bedeutet: Diese Wärmetauscher sind nicht der einschränkende Faktor für die Größe eines Verflüssigungsstrangs.

Was den SFMRP anbelangt, so geht Linde davon aus, dass die Grenzen der Baubarkeit auf einigen Gebieten überschritten werden, z.B. Saugleitung, Abscheider D1 bis D3 und Kompressor C1. Deshalb kann dieser Prozess nur bei kleineren Strängen, deren Leistung 2 Millionen Tonnen pro Jahr nicht überschreitet, eingesetzt werden.

Abb. 16 zeigt die optimalen Kapazitäten für die einzelnen Verflüssigungsprozesse an. Während der Single Flow Mixed Refrigerant Prozess am besten bis 2 Mio. t p.a. eingesetzt werden kann, eignet sich der Dual Flow Mixed Refrigerant Prozess und der mit Propan vorgekühlte Mixed Refrigerant Prozess zwischen 1 und 4,5 Mio. t p.a. und der Mixed Fluid Cascade Prozess zwischen 3 und 8 Mio. t p.a..

Ort	Land	Prozess	Jahr der Inbetriebnahme
Arzew	Algerien	TEAL	1965 [3]
Kenai	Alaska	Phillips Petroleum	1969 [4]
Point Fortin	Trinidad & Tobago	Phillips Petroleum	1999 [5]

Abb. 10: Anwendungen der klassischen Kaskade

Ort	Land	Prozess	Jahr der Inbetriebnahme
Marsa el Brega	Libyen	APCI	1970 [6] [7]
Skikda	Algerien	TEALARC	1972 [8]
Skikda	Algerien	PRICO	1981 [9]

Abb. 11: Anwendungen des einfachen Gemischkreislaufts

Prozess		MFCP	C3MRC	SFMRP	CCP
Kompressorleistung bei 100% adiabatem Wirkungsgrad	%	100	103,3	114,2	115,5
Heizfläche des Kühlwasserteils	%	100	100	88,4	105,1
Heizfläche des Kältemittelteils	%	100	99,1	106,8	94,2
Gesamte Heizfläche	%	100	99,4	100,5	98,0
Anzahl der Kompressorgehäuse		3	3	2	3
Anzahl der Saugleitungen		4	4	1	9
Max. Strom in Saugleitung ca.	m ³ /h eff.	120.000	200.000	315.000	112.000

Abb. 12: Vergleich der Hauptdaten verschiedener Verflüssigungsprozesse

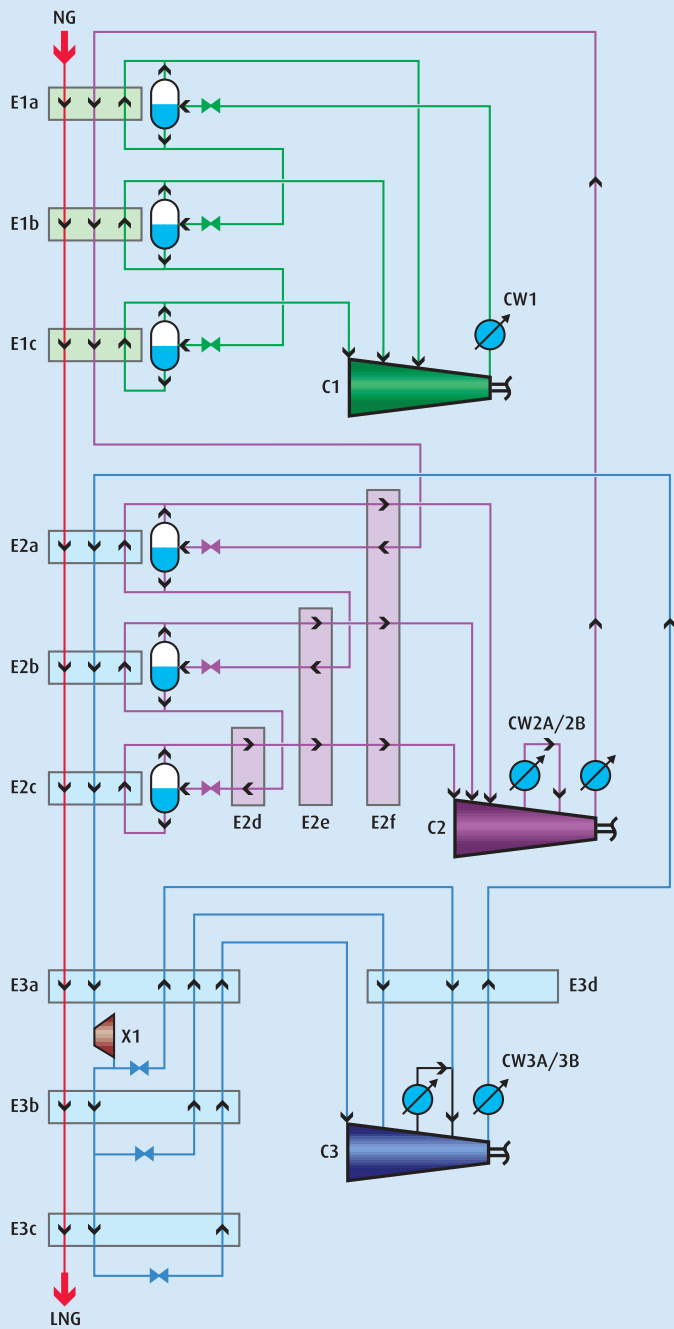


Abb. 13: Der klassische Kaskaden-Prozess (CCP)

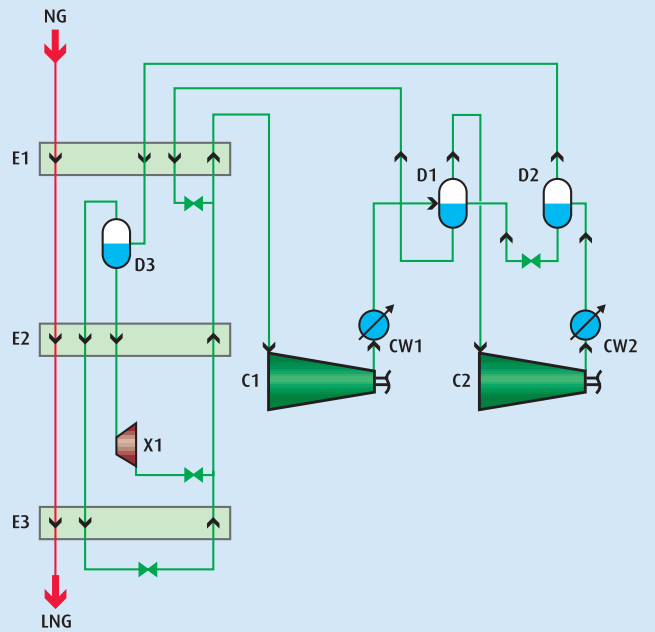


Abb. 14: Der einfache Gemischkreislauf (Single Flow Mixed Refrigerant Process, SFMRP)

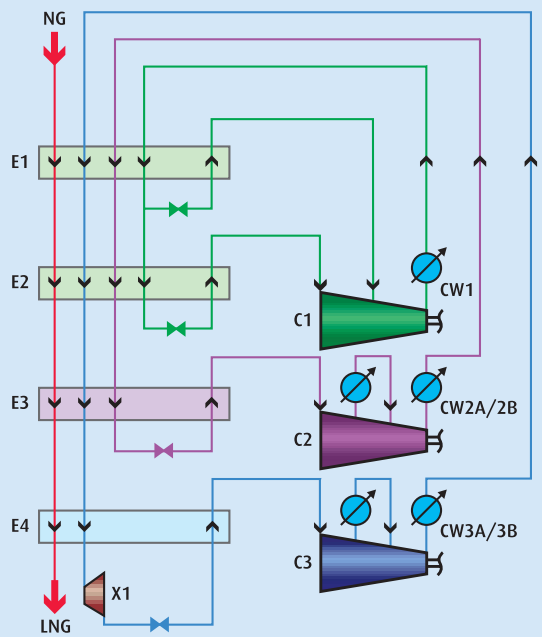


Abb. 15: Der Mixed Fluid Cascade Process (MFCP)

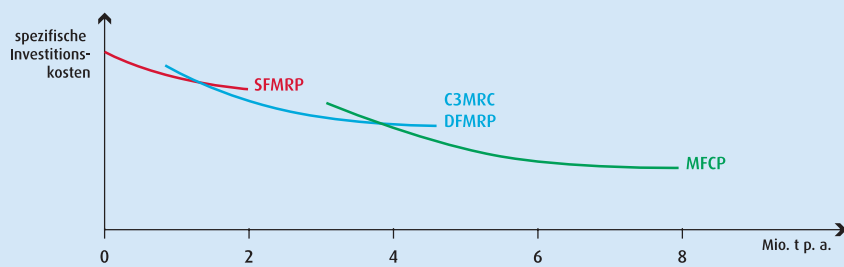


Abb. 16: Optimale Kapazitäten der einzelnen Verflüssigungsprozesse



Foto: Kvaerner Masa Yard

Abb. 17: Dieses moderne LNG-Schiff (System Moss Rosenberg) wurde in Finnland gebaut und verkehrt zwischen Abu Dhabi und Japan. Länge 290 Meter, Breite 48,1 Meter, Tiefgang 11,8 Meter, 135.000 m³ Volumen oder 60.000 Tonnen LNG-Ladung in 4 Aluminium-Kugeln mit einem Durchmesser von 40,4 Metern, 0,15% pro Tag Verdampfungsverlust, 30 MW Dampfturbine, 19,5 Knoten Reisegeschwindigkeit, Kosten ca. 250 Millionen US \$.

Abb. 18: Ogishima, ein modernes LNG-Terminal in der Bucht von Tokio. Hier liegen fast alle Anlagenteile unterirdisch. Der Anleger ist parallel zur Küstenlinie angeordnet, um schneller manövrieren zu können. Ein 50 m langer Turm reicht vom Anleger bis auf den Meeresgrund hinunter.

Von dort führt ein 500 m langer Tunnel zum Festland, mündet in einen weiteren Schaft, von dem ein Tunnel mit 1,5 km Länge in das Tanklager führt. Die zwei vollständig unterirdisch gebauten Tanks mit je 200.000 m³ Fassungsvermögen ermöglichen einen jährlichen LNG-Umschlag von 3 Millionen Tonnen.



Abb. 19: Die North West Shelf LNG-Anlage in Australien.

Fazit

Die von der Linde-Statoil LNG Technology Alliance durchgeführten Arbeiten, die sich mit der Verfahrensauslegung, der Auswahl der Hauptbauteile, der Fertigung der Tieftemperaturwärmetauscher sowie der Aufstellung der Prozessanlage auf einer zweckgebundenen Barge befassen, führen nicht nur zu wesentlichen Einsparungen bei den kalkulierten Investitionskosten, sondern auch zu einer beträchtlichen Verkürzung der Projektentwicklungszeit. Der Beschluss die Anlage Hammerfest zu bauen, folgte daraus (s. a. Seite 12).

Literatur

- [1] *The LNG Industry 2001*; GIIGNL; Seite 1
- [2] *Fundamentals of the Global LNG Industry* *Petroleum Economist*, March 1998; Seite 29
- [3] **PIEROT, M.:** *Operating Experience of the Arzew Plant*, LNG 1, Chicago, Illinois, USA, April 7-12, 1968; Session No. 2, Paper 10b
- [4] **HOUSER, C. G.; KRUSEN, L. C.:** *Phillips Optimized Cascade LNG Process*, Gastech '96, 17th Int. LNG/LPG Conf., Vienna, Dec. 3-6, 1996, Conf. Papers
- [5] *The LNG Industry 1996*; GIIGNL; Seite 9
- [6] **LATIMER, D. M.:** *Esso Libya Venture*, LNG 1, Chicago, Illinois, USA, April 7-12, 1968; Session No. 3, Paper 15
- [7] **GAUMER, L. S.; GEIST, J. M.; HARNETT, G. J.; PFANNENSTIEL, L. L.:** *The Design, Fabrication and Operation of Large Cryogenic Heat Exchangers*, LNG 3, Washington D. C., Sept. 24-28, 1972; Session II, Paper 15
- [8] **BOURGET, J. M.:** *Experience of Arzew and its Effect on the Design of the Skikda Natural Gas Liquefaction Plant*, LNG 3, Washington D. C., Sept. 24-28, 1972; Session V, Paper 6
- [9] **PRICE, B. C.; MORTKO, R. A.:** *PRICO – A Simple, Flexible Proven Approach to Natural Gas Liquefaction*, Gastech '96, 17th Int. LNG/LPG Conf., Vienna, Dec. 3-6, 1996, Conf. Papers
- [10] **JAMES C.:** *The Air Products Propane Precooled/Mixed Refrigerant LNG Process* *Bronfenbrenner*, LNG Journal, Nov./Dec. 1996, page 25-27
- [11] **BURR, PETER S.:** *The Design of Optimal Air Separation and Liquefaction Processes with the OPTISIM equation-oriented Simulator and its Application to on-line and off-line Plant Optimization*, AIChE Spring National Meeting, Houston, Texas, April 7-11, 1991; Paper 50a
- [12] **DIERY, W.:** *The Manufacture of Plate-Fin Heat Exchangers*, Linde Reports on Science and Technology 37/1984
- [13] **SCHOLZ, W. H.:** *Coiled Tubular Heat Exchangers*, Linde Reports on Science and Technology 18/1973
- [14] **FOERG, W.:** *The History of Air Separation*, MUST 1996, Refrigeration Science and Technology Proceedings Munich (Germany) Oct. 10-11, 1996
- [15] **STEINBAUER, M.; HECHT T.:** *Optimized Calculation of Helical-Coiled Heat Exchangers in LNG Plants*, Eurogas 96 Conference, Trondheim, Norway, June 3-5, 1996
- [16] **ABADZIC, E. E.; SCHOLZ, H. W.:** *Coiled Tubular Heat Exchangers*, *Advances in Cryogenic Engineering*, Vol. 18, Plenum Press, 1973
- [17] **HAUSEN, H.:** *Wärmeübertragung im Gegenstrom, Gleichstrom und Kreuzstrom*, Springer Verlag, 1950
- [18] **NEERAAS, B. O.:** *Condensation of Hydrocarbon Mixtures in Coil-Wound LNG Heat Exchangers*, Thesis, University of Trondheim, Norwegian Inst. of Technology, 1993

- [19] **FREDHEIM, A. O.:** *Thermal Design of Coil-Wound LNG Heat Exchangers Shell-Side Heat Transfer and Pressure Drop*, Thesis, University of Trondheim, Norwegian Inst. of Technology, 1994
- [20] **BARBE ET AL.:** *Echange de Chaleur et Pertes de Charges en Ecoulement Diphasique dans la Calandre des Echangeurs Bobines*, Proceedings of the XIII International Congress on Refrigeration, Vol. 2

Abstract

Der Beitrag beschäftigt sich im ersten Teil mit der historischen Entwicklung und der gegenwärtigen Bedeutung des verflüssigten Erdgases für die Versorgung mit Primärenergie. Anfang 1996 gründeten die norwegische Firma Statoil und die Linde AG eine LNG Technology Alliance. Im zweiten Teil des Beitrags wird über Ergebnisse dieser Alliance berichtet, die mit neuen Konzepten eine Senkung der Kosten und eine Verkürzung der Bauzeit von Erdgas-Verflüssigungsanlagen erreicht hat.

Der Autor



Wolfgang Förg

Dipl.-Physiker Wolfgang Förg (64) trat nach Abschluss seines Studiums 1963 in die Linde AG ein. 1966 wurde er Leiter einer neu gebildeten Gruppe zur Verfahrensberechnung von Erdgas- und Synthesegasanlagen. 1976 wurde er zum Bereichsleiter Gasanlagen ernannt. Von 1982 bis 1990 war er Geschäftsführer der Linde-Tochtergesellschaft Lotepro Corporation, einer der führenden US-Anlagenbauer. Von 1993 bis 1998 vertrat er die Leitenden Angestellten im Aufsichtsrat der Linde AG. Als Mitglied des Lenkungskomitees der Linde-Statoil LNG Technology Alliance hatte er Anteil an der Entwicklung neuer Technologien, die u.a. zum Bau von Europas größter Erdgasverflüssigungsanlage bei Hammerfest führten. Wolfgang Förg, seit Ende 2000 im Ruhestand, ist Inhaber zahlreicher Patente und Autor vieler Vorträge aus seinem Fachgebiet.

Der Mixed Fluid Cascade (MFC®) Prozess für die erste europäische LNG-Baseload-Anlage

Das Snøhvit-Projekt

Um Kosten und Bauzeiten für Erdgas-Verflüssigungsanlagen zu reduzieren hat die Linde-Statoil Technologie Allianz einen neuen Prozess entwickelt: Der Mixed Fluid Cascade (MFC®) Prozess. Die erste europäische Anlage mit diesem Prozess entsteht derzeit in der Barents-See vor der nordnorwegischen Küste. Das nach dem dortigen Gasfeld benannte Snøhvit-Projekt weist neben dem neuartigen Prozess eine weitere Besonderheit auf: Die gesamte LNG-Baseload-Anlage wird fast vollständig vormontiert und auf einer Barge zu ihrem Einsatzort transportiert.

Die LNG-Industrie forderte seit längerem Innovationen, um Kosten und Bauzeiten für Verflüssigungsanlagen zu senken. Deshalb gründeten die Linde AG und die Firma Statoil im Juni 1996 die Linde-Statoil LNG Technologie Allianz. Die Zielsetzungen der Allianz bestanden aus der Verbesserung der LNG-Baseload-Technologie, der Projekt-abwicklungsprozeduren und -strategien, Kostensenkung und Bauzeitverkürzung sowie Entwicklung von wirtschaftlichen LNG-Konzepten. Nach mehrjährigen umfassenden Auswahl-, Untersuchungs- und Optimierungstätigkeiten gipfelten die Ergebnisse der gemeinsamen Technologieentwicklung in einem neuen LNG-Verfahren – dem MFC® Prozess (Mixed Fluid Cascade Process, Gemischkaskadenprozess) – sowie mehreren gemeinsamen Begleitpatenten.

Entwicklung des Mixed Fluid Cascade (MFC®) Prozesses

Die Entwicklungsarbeiten für LNG-Produktionsprozesse für den Baseload-Betrieb sind auf die folgenden Hauptkriterien ausgerichtet:

- Minimierung der Antriebsleistung für die Kreislaufkompressoren
- Reduzierung der Investitionskosten durch Steigerung der LNG-Produktionskapazität eines Prozessstranges oder, in anderen Worten, Bereitstellung höherer Wirtschaftlichkeit durch die Vorteile der größeren Strangkapazität.

Das Kriterium des minimierten Leistungsbedarfs dirigiert die beiden Aspekte Investitionskosten und Umwelt-

freundlichkeit zusammen mit anderen Kriterien in eine positive Richtung, auch wenn dies häufig als ein Widerspruch angesehen wird:

- Bei minimiertem Leistungsbedarf werden die Investitionskosten für die Kreislaufkompressoren, für die Antriebe (vorwiegend Gasturbinen) und für das Kühlsystem minimiert, die zusammen mit der entsprechenden Reduzierung für Instrumentierung, Elektrik, Rohrleitungen, Baustahl, Montage usw. einen wesentlichen Teil der Investitionskosten ausmachen.
- Die Abmessungen und das Gewicht der Anlage werden minimiert, was für Installationen an Land und insbesondere für Offshore-Installationen von großer Bedeutung ist.
- Durch die gleichzeitige Reduzierung des Brenngaseinsatzes werden die Betriebskosten gesenkt.
- Durch die Reduzierung des Brenngaseinsatzes werden die Umweltauswirkungen verringert.

Eine erhöhte Wirtschaftlichkeit einer LNG-Baseload-Anlage ermöglicht Kapazitätssteigerungen pro Prozessstrang für die LNG-Produktion auf Werte von 8 bis 10 Mio. t p. a.. Limitierend für Kapazitäten bis etwa 5 Mio. t p. a. sind bei den ein- und zwei-Gemischkreisprozessen zwei Hauptbauteile der LNG-Anlagen:

- Die Turbokompressoren mit Fertigungsgrenzen bei einem maximalen Leistungsbedarf von etwa 90 MW zusammen mit dem zugehörigen Ansauggasvolumen.
- Die Haupt-Tiefemperatur-Wärmetauscher (gewickelte Wärmetauscher)

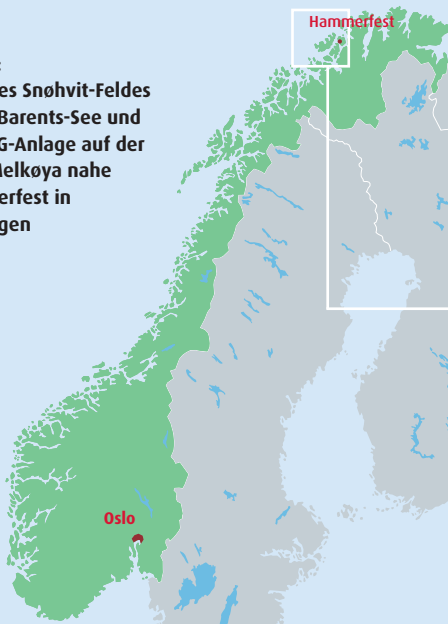
Der Trend zu hohen LNG-Produktionskapazitäten wurde auch beim Snøhvit-LNG-Projekt realisiert. War ursprünglich eine Kapazität von 3,4 Mio. t p. a. in einer Prozesslinie geplant, so wurde diese im Laufe der Projektentwicklung auf den jetzigen Wert von 4,3 Mio. t p. a. erhöht.

Basierend auf diesen Eckwerten hat die Linde-Statoil LNG Technologie Allianz die möglichen Verfahrensoptionen unter Berücksichtigung der thermophysikalischen Eigenschaften des Erdgases und der möglichen Kältemittel-Kreislaufgemische einer strengen Untersuchung unterzogen.

Auf dieser Grundlage hat die Linde-Statoil Technologie Allianz den MFC®-LNG-Baseload-Prozess entwickelt (**Abb. 2**) (s. a. Seite 4).

Dieser besteht aus drei Kältemittelgemischkreisläufen. Der Vorkühlkreislauf mit einem C₂H₆/C₃H₈-Gemisch wird zunächst in Kompressor C1 verdichtet, dann im Seewasserkühler CW1 verflüssigt und schließlich im Tiefemperatur-Wärmetauscher E1A unterkühlt.

Abb. 1:
Lage des Snøhvit-Feldes
in der Barents-See und
der LNG-Anlage auf der
Insel Melkøya nahe
Hammerfest in
Norwegen



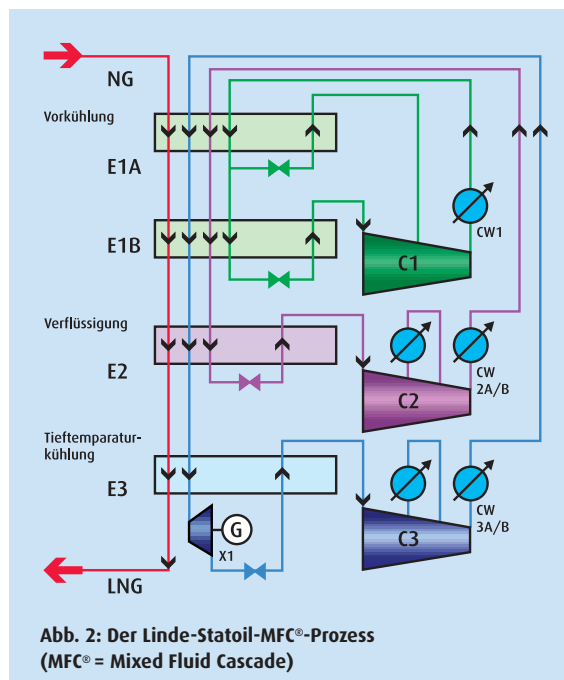
Die erste europäische LNG-Baseload-Anlage, die nach dem neu entwickelten Linde-Statoil-MFC®-Prozess arbeitet, entsteht derzeit vor der norwegischen Küste auf der Insel Melkøya in der Nähe von Hammerfest für die Gewinnung der Snøhvit-Kohlenwasserstoff-Vorkommen in der Barents-See.

Der MFC®-Prozess zeichnet sich durch mehrere bemerkenswerte Vorteile aus:

- Da kein Abscheider benötigt wird, dies ist ein relativ großes Ausrüstungsteil, können die Kosten niedrig gehalten werden.
- Außerdem wird eine geringere Umlaufmenge an Kohlenwasserstoffen benötigt, was sich positiv beim Thema Volumen und Sicherheit brennbarer Kohlenwasserstoffe auswirkt. Besondere Bedeutung hat dies bei kompakten Installationen wie auf der Snøhvit LNG-Prozess-Barge bzw. auf schwimmenden LNG-Produktionsanlagen.
- Das Kreislaufgemisch kann mit den drei Gemischen direkt angepasst werden und ist nicht vom Zweiphasen-Gleichgewicht in einem Abscheider abhängig.
- Im Verflüssiger-Wärmetauscher muss der Kreislaufteil aus der Unterkühlung nicht überhitzt werden, was mit kleineren Wärmetauscherabmessungen und niedrigeren Kosten verbunden ist.

Der MFC®-Prozess besitzt aber noch weitere Vorteile:

- Im Vergleich zu nur einem oder zwei Kreislaufgemischen ermöglichen drei Kreislaufzusammensetzungen eine optimierte Anpassung an die drei Abschnitte der Abkühlungskurve, was für vorzügliche Wirkungsgrade bzw. niedrigen Energiebedarf sorgt.
- Durch die Verteilung der Kühlleistung auf drei Kreisläufe und Kompressoren, anstatt nur auf einen oder zwei Kreisläufe, können LNG-Produktionskapazitäten von bis zu 8 Mio. t p.a. mit einer einzigen Prozesslinie erreicht werden, während bei anderen Verfahren kostengünstige Prozess-Linienkonfigurationen, z.B. 2 x 50% für die Kompressoren und Wärmetauscher, installiert werden müssen.



Auswahl der Hauptantriebe

Die Kompressoren der ersten LNG-Baseload-Anlagen wurden von Dampfturbinen angetrieben, was den Vorteil hatte, dass jede benötigte Kapazität mehr oder weniger stufenlos vorhanden war. Die niedrigere Effizienz und die Größe dieser Ausrüstungsteile sowie das ausgedehnte Kühlsystem bewegte die Investoren jedoch zunehmend zum Wechsel zum direkten Antrieb durch Gasturbinen. Für die Snøhvit-LNG-Baseload-Anlage wurde eine ganze Reihe von Antriebskonzepten geprüft. Die folgende Option wurde zunächst für die zukunftsträchtigste gehalten:

- Eine mit einem Starter-/Hilfsmotor ausgestattete Gasturbine (General Electric Frame 7) zum direkten Antrieb des Vorkühl- und des Verflüssigungs-Kreislaufkompressors auf nur einer Antriebswelle verbunden mit
- einer Dampfturbine zum Antrieb des zweistufigen Unterkühlungs-Kreislaufkompressors ebenfalls auf nur einer Welle.

Der Dampf sollte durch Abwärmerückgewinnung aus dem Abgasstrom der Frame 7-Gasturbine erzeugt werden.

Dieses Schema war mit den geringsten Investitionskosten verbunden. Allerdings ergab eine von Statoil durchgeführte Verfügbarkeitsstudie, dass eine Antriebskonfiguration mit Elektromotoren aufgrund der größeren Anzahl von Betriebstagen eine höhere jährliche LNG-Produktionsrate gewährleisten würde. Die höheren Kosten des elektrischen Antriebssystems würden durch die höheren Erträge aus dem LNG-Absatz mehr als ausgeglichen mit dem Ergebnis einer höheren Investitionsrendite.

Daher entschied sich Statoil zur Installation von fünf hocheffizienten Gasturbinen (General Electric, LM 6000) mit Elektro-Generatoren. Als Reserve sollte die Stromversorgung aus dem örtlichen Netz dienen.

Dieses rein elektrische Antriebsschema für die Snøhvit-Anlage ist bisher einmalig. Es wird jedoch als das fortschrittlichste System angesehen, das bei einsträngigen LNG-Anlagen die größtmögliche Verfügbarkeit bietet. Es ist zu erwarten, dass dieses Konzept in Zukunft sowohl bei LNG-Anlagenkonzepten an Land als auch bei Offshore-Installationen zum Einsatz kommen wird. Die Entkopplung der Strangkapazität von den Antriebsgrößen stellt einen weiteren Vorteil dieses Konzeptes dar, da die elektrischen Antriebsmotoren für die Kompressoren nahezu stufenlos dargestellt werden können. Bei Direktantrieb der Kompressoren durch Gasturbinen gäbe es Einschränkungen, da Gasturbinen nur in bestimmten Größen erhältlich sind.

Auswahl der Wärmetauscher

Linde ist der einzige Hersteller, der beide in LNG-Baseload-Anlagen üblichen Tieftemperatur-Wärmetauschertypen produziert:

- Plattenwärmetauscher (Abb. 3) und
- gewickelte Wärmetauscher (Abb. 4).

Beide Wärmetauschertypen haben ihre spezifischen Vorzüge und Nachteile. Unter anderem erweist sich der einzelne Plattenwärmetauscher als relativ konkurrenzfähig. In großen LNG-Anlagen werden jedoch mehrere parallele Plattenwärmetauscher benötigt. Daher wird der Kostenvorteil des einzelnen Tauschers durch die Komplexität der zur Verbindung von mehreren Plattenwärmertauschern erforderlichen Rohrverbindungen zum Teil wieder zunichte gemacht.

Die gewickelten Wärmetauscher zeichnen sich durch ihre extreme Widerstandsfähigkeit gegenüber den thermischen Belastungen aus, die in den Tieftemperaturabschnitten beim Anfahren oder bei Fehlbedienung auftreten können.

Nach einem gründlichen Vergleich konnte nachgewiesen werden, dass beide Wärmetauschertypen bei Einsatz an der richtigen Stelle spezifische Vorteile zu bieten haben. Daher wurde für das Snøhvit-LNG-Projekt die Entscheidung getroffen, Plattenwärmetauscher für den Vorkühlungsteil und jeweils einen gewickelten Wärmetauscher für den Verflüssigungs- und den Tiefkühlteil der Anlage einzusetzen.

Bei den meisten LNG-Baseload-Großanlagen sind die Tieftemperatur-Wärmetauscher mit einer eigenen Dämmung ausgestattet; dies gilt sowohl für Plattenwärmetauscher als auch für gewickelte Wärmetauscher. Zum größten Teil besteht diese Dämmung aus Polyurethan-Schaum oder Schaumglas.

Für das Snøhvit-LNG-Projekt wurde jedoch eine alternative Dämm-Methode in Form einer Cold Box gewählt. Die Cold Box findet häufig bei Tieftemperaturverfahren wie bei der Luftzerlegung und bei LNG-Peakshaving-Anlagen eine Anwendung. Die Cold Box besteht aus einem Kasten aus normalen Stahlplatten, der die Tieftemperatur-Ausrüstungen und Rohrleitungen umschließt. Der Zwischenraum wird mit dem pulverförmigen Mineral Perlite als Dämm-Material gefüllt. Der typische Aufbau des Innenraums einer Cold Box ist in Abb. 5 dargestellt.

Rohgasbedingungen der Snøhvit-LNG-Anlage

Bei der Auslegung der Betriebsbedingungen für die Snøhvit-LNG-Anlage mussten verschiedene Rohgas-Zusammensetzungen sowie die vor Ort herrschenden klimatischen Bedingungen und das für den Abkühlprozess zur Verfügung stehende Meerwasser berücksichtigt werden. Die Rohgasmenge zur LNG-Anlage von der ankommenden Mehrphasenpipeline liegt bei 20,8 Mio. Sm³/Tag. Die Auslegung der Anlage ist auf die Maximierung der LNG-Produktion bei der gegebenen Rohgasrate ausgerichtet. Das Produktionsziel der Anlage liegt bei mindestens 5,58 GSm³/Jahr bei 330 Betriebstagen.

Das Rohgas wird von drei verschiedenen Gasfeldern, dem Snøhvit-, dem Askeladd- und dem Albatros-Feld angeliefert, die ungefähr 150 km offshore vom Anlagenstandort auf Melkøya Island in der Nähe von Hammerfest gelegen sind. Fünf verschiedene Rohgas-Zusammensetzungen müssen für den Betrieb der LNG-Anlage berücksichtigt werden.

Wichtige Daten für die Prozess-Schritte und -Apparaturen sind insbesondere die maximalen Konzentrationen von Stickstoff, Kohlendioxid und schweren Kohlenwasserstoffen.



Abb. 4:
Typischer gewickelter
Wärmetauscher für LNG-
Anlagen.



Oben Abb. 3:
Typische Plattenwärmetauscher
für LNG-Anlagen.

Links Abb. 5:
Typischer Aufbau der Rohrleitungen
und Ausrüstungen
im Innenraum einer Cold Box.

Die Cold Box und ihre Vorteile

Für die Dämmung von Tieftemperatur-Prozessen bietet die so genannte Cold Box vielfältige Vorteile:

- Die Tieftemperatur-Apparate und -Rohrleitungen sind fertig zusammengesweißt und so kompakt wie möglich angeordnet, so dass minimale Material- und Wärmeverluste auftreten und für eine größtmögliche Sicherheit gesorgt ist.

- Die mechanische Fertigung der Cold Box kann unter optimierten Bedingungen in der Werkstatt erfolgen.
- Die Cold Box bietet während des Transports und in der Anlage selbst einen äußeren mechanischen Schutz.
- Neben dem Prinzip der Schweißung für den gesamten Innenraum der Cold Box, das als die sicherste Installationsmethode angesehen wird, können bei der Cold Box mögliche Leckstellen mit

Hilfe eines Stickstoffspülstroms, der durch den mit Perlite isolierten Raum geleitet wird, erkannt werden.

Die Cold Box erlaubt die effiziente Einhaltung der Brandschutzanforderungen. Besondere Bedeutung hat diese Eigenschaft bei der kompakten Auslegung der Snøhvit-Anlage sowie allgemein bei Offshore-LNG-Anlagenkonzepten.

Beim Normalbetrieb der Offshore- und Onshore-Produktionseinrichtungen wird der Rohgasdruck durch Anpassung der Offshore-Produktionsraten auf einen Wert zwischen 70 und 90 bar eingestellt.

Bei fortschreitender Erschöpfung des Snøhvit-Feldes gegen Ende der Produktionszeit wird der Rohgasdruck bis auf einen Endwert von 35 bar abnehmen. Das könnte in Zukunft eine Onshore-Verdichtung des Rohgases nach dem Slug Catcher (Kondensatabscheider) notwendig machen. Je nach Rohgasdruck kann die Rohgastemperatur im Bereich von -4°C bis $+5^{\circ}\text{C}$ liegen.

Umgebungsbedingungen am Standort Melkøya Island

Die besonderen Umgebungsbedingungen am Standort führen zu spezifischen Belastungen für Mensch und Material sowohl in der Bauphase als auch beim Betrieb der Anlage. Von besonderer Bedeutung sind dabei die Sichtbedingungen, Luftfeuchtigkeit, Temperaturen, Schneefall und Windauskühlung (Wind Chill).

Die Umgebungstemperaturen auf Melkøya Island schwanken zwischen $-20,5^{\circ}\text{C}$ und $+27^{\circ}\text{C}$ in der 100-Jahre-Vorhersage und zwischen -17°C und $+22^{\circ}\text{C}$ in der entsprechenden 1-Jahres-Vorhersage. Die extreme 1-h-Windgeschwindigkeit in einer Höhe von 10 m über dem Boden liegt bei 35 m/s (100-Jahre-Vorhersage). Die mittlere relative Luftfeuchtigkeit beträgt 75%. Der extreme Tagesniederschlag beträgt 70 mm (100-Jahre-Vorhersage) bzw. 50 mm (50-Jahre-Vorhersage). Es ist anzunehmen, dass die zu erwartende Schneetiefe den Bedingungen in Hammerfest entspricht und bei einem Wert von 230 cm (100-Jahre-Vorhersage) bzw. 210 cm (10-Jahre-Vorhersage) liegt. Von September bis Mai herrschen eingeschränkte Sichtbedingungen durch starke Schneefälle oder Schneestürme, während eine Einschränkung der Sichtbedingungen durch Nebel im gesamten Jahresverlauf mit nahezu unveränderter Wahrscheinlichkeit zu erwarten ist.

Starke Vereisung mit Eisansammlungen von mehr als 5 cm Dicke sind im Februar und im März zu erwarten. Der Abkühlungseffekt durch das gemeinsame Einwirken von niedrigen Temperaturen und Wind kann das gesamte Jahr über zur Auskühlung des menschlichen Körpers führen (Wind Chill). Ungefähr während der halben Winterszeit führt der Wind Chill zu einem unangenehmen Auskühlen der ungeschützten Haut. Die ungeschützte Haut ist im Winter auch durch Erfrierungen gefährdet (ungefähr 10% der Zeit). Besondere Aufmerksamkeit muss auch der langen Dunkelheit und dem Auftreten von Eisregen gewidmet werden.

Eine Folge dieser ungünstigen Wetterbedingungen war die Entscheidung, die LNG-Prozess-Anlage weitestgehend auf einer Stahlbarge zu installieren, um sowohl den Bauaufwand als auch die Bauzeit vor Ort möglichst gering zu halten.

Kühlmittel

Einer der besonderen Vorteile des Standorts Melkøya Island ist die Verfügbarkeit von kaltem Meerwasser für die Prozesskühlung. Das Meerwasser wird aus einer Tiefe von 80 m gefördert und weist eine Temperatur von 5°C auf. Durch diese niedrige Wassertemperatur kann die LNG-Produktion mit einem um ungefähr 20-30% geringeren Energiebedarf im Vergleich zu Standorten in warmen Regionen erfolgen. Die Mehrzahl der existierenden LNG-Anlagen befindet sich in warmen Regionen. Dieser Vorteil führt außerdem zu einer Reduktion der Kohlendioxid-Emissionen sowie niedrigeren Investitionskosten für Kreislaufkompressoren, Antriebe sowie das Kühlsystem einschließlich der Meerwasserkühler.

Es wird davon ausgegangen, dass das Meerwasser sauber ist. Daher ist es nicht notwendig, bei der Auslegung der Wärmetauscher eine mechanische Säuberung vorzusehen. Die Installation einer Hypochlorit-Injektionsanlage als Maßnahme gegen das Wachstum von Meeresorganismen ist zur Zeit nicht vorgesehen.

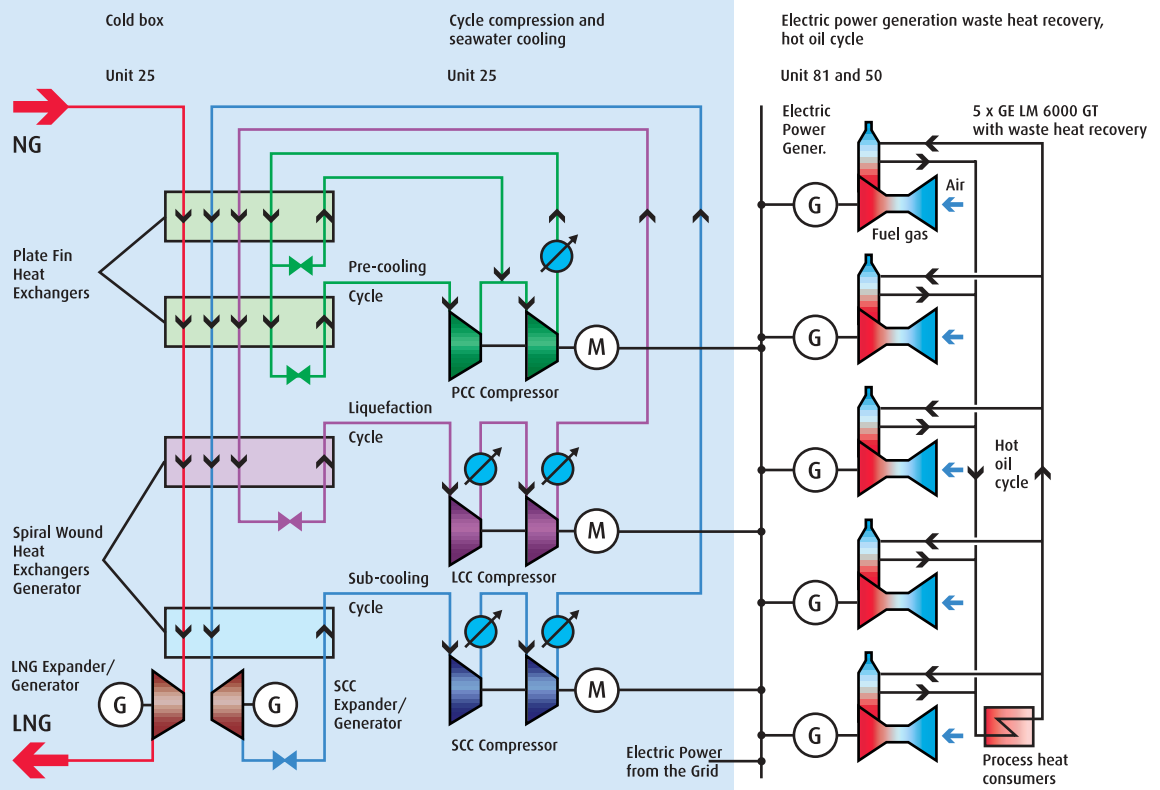
Der MFC®-Prozess mit Kraft-Wärme-Kopplung

Um den Rohgas- bzw. Brenngas-Verbrauch der LNG-Anlage auf ein Mindestmaß zu reduzieren, sind verschiedene Anlagenkomponenten vorgesehen (**Abb. 6**):

- Hocheffizienter MFC®-Prozess mit drei Kältemittelgemischkreisläufen und Plattenwärmetauschern für die Vorkühlung sowie je einem gewickelten Wärmetauscher für den Verflüssigungs- und den Unterkühlungsteil, wobei alle Teile in einer Cold Box angeordnet sind.
- Hocheffiziente GE-LM 6000 Gasturbinen für den Antrieb von elektrischen Generatoren (fünf Gasturbinen mit Absicherung durch das Stromnetz vor Ort).
- Die fünf Gasturbinen sind zur Abwärmerückgewinnung mit Wärmetauschern im Abgaskanal ausgestattet, die einen Heißölkreislauf erwärmen, der Prozesswärme hauptsächlich für die CO_2 -Abtrennung und für die Wassertrocknung zur Verfügung stellt.

Die Gasturbinen nutzen 41% des Heizwerts des Brenngases. Zusammen mit der Heißölanwärmung durch die Turbinenabgase ist der Ausnutzungsgrad des verwendeten Brenngases insgesamt sehr hoch. Snøhvit gilt deshalb als ein ökologisch sehr verantwortungsvolles Projekt.

Abb. 6:
Der MFC®-Prozess
mit Kraft-Wärme-
Kopplung



Produktionsmengen und Energieverbrauch

Die förderbaren Kohlenwasserstoffvorkommen der Lagerstätten Snøhvit, Askeladd und Albatros belaufen sich auf mehr als 300 Milliarden Kubikmeter. Bei der für die LNG-Anlage vorgesehenen Rohgasrate von 6,9 Milliarden Kubikmetern pro Jahr ist eine Betriebsdauer von über 40 Jahren abzusehen, so dass auch der Bau einer zweiten Prozesslinie mit derselben Kapazität und einer Betriebsdauer von zwei Anlagen mit dann jeweils mehr als 20 Jahren zu rechtfertigen wäre.

Die Zufuhr von 6,9 Milliarden Kubikmetern Rohgas pro Jahr wird zur Produktion der folgenden Kohlenwasserstoffe und -mengen dienen:

- LNG: 4,3 Mio. t p. a. (Millionen Tonnen pro Jahr) (hauptsächlich Methan mit geringen Anteilen an Ethan, Propan und Butan)
- LPG: 0,2 Mio. t p. a. (LPG = Liquefied Petroleum Gas = Propan und Butan)
- Kondensat: 0,8 Mio. t p. a. (hauptsächlich schwere Kohlenwasserstoffe wie Pentan, Hexan usw.)

Rund 6% der Rohgasmenge werden als Brennstoff für die Gasturbinen verbraucht. 7% des Rohgases bestehen aus Inertgas-/Sauerstoffkomponenten, wovon das N₂ in die Atmosphäre freigesetzt wird und das CO₂ in einen Speicher unter dem Meer zurückgeführt wird.

Prozess- und Nebenanlagen des Snøhvit-Projekts

Für die Produktion von LNG ist eine Vielzahl von Prozess-, Behandlungs-, Verflüssigungs-, Versorgungs- und Nebenanlagen erforderlich. Diese Einheiten sind in Abb. 7 in Form eines Blockdiagramms dargestellt.

Das Erdgas gelangt in einer unter dem Meer liegenden Zweiphasen-Pipeline zur Anlagengrenze. Möglicher Kondensatanfall muss mit einem großen „finger type“ Slug Catcher abgefangen werden. Die Komponenten CO₂ und H₂O müssen abgetrennt werden, da sie im späteren Prozessverlauf ausfrieren und die Leitungen blockieren würden. Auch Quecksilber kann vorkommen und muss ebenfalls abgetrennt werden, da es insbesondere in Verbindung mit feuchter Luft die aus Aluminium bestehenden Plattenwärmetauscher zerstören würde.

Zur Abtrennung des Kohlendioxids, das in den verschiedenen Rohgasen mit einem Anteil zwischen 5,2 und 7,9 Mol% vorhanden sein kann, dient eine aMDEA (aktivierte Methyl-diethanolamin)-Wascheinheit, während eine Festbett-Molekularsieb-Adsorberstation zur H₂O-Trocknung dient.

Der MFC®-Verflüssigungsprozess läuft in der Anlageneinheit 25 ab. Die Tieftemperatur-Wärmetauscher sind zusammen mit den Rohrleitungen in einer Cold Box mit den Abmessungen 12 m x 17 m x 48 m untergebracht. Die Kompressoren mit zwischen- und nachgeschalteten Meerwasserkühlern und die benötigten Ausrüstungen,

wie Abscheider, Ventile und Entspannung in einer Hydraulik-Turbine, sind ebenfalls Teil der Einheit 25.

Das LNG aus der Einheit 25 wird anschließend zu den LNG-Lagertanks in Anlageneinheit 42 geleitet. Bei diesen Tanks handelt es sich um ein so genanntes Full Containment System (Stahlinnentank und Betonaußentank) mit einer Kapazität von 2 x 125.000 m³. Von diesen Tanks wird das LNG regelmäßig auf LNG-Shuttle-Carrier verladen. Das bei der Verladung anfallende Gas, das aus Verdrängungs-, Entspannungs- und Verdampfungsgas besteht, wird zu den LNG-Tanks an Land zurückgeführt, von wo aus es gemeinsam mit dem Verdampfungsgas (Boil-Off) der LNG-Tanks an Land erneut verdichtet wird.

Die verschiedenen Rohgase enthalten Stickstoff mit einem Anteil zwischen 0,8 und 3,6 Mol%, wobei der Stickstoffanteil im Produkt-LNG bis auf einen Wert unter 1 Mol% gesenkt werden muss. Dies geschieht mittels eines Tieftemperaturprozesses in der Anlageneinheit 24 mit einer Säule und einem Plattenwärmetauscher, die in einer separaten Cold Box mit Abmessungen von 3,6 m x 4 m x 32 m angeordnet sind.

Das CO₂ aus der Wascheinheit wird verdichtet und in einer Offshore-Pipeline zu einem Speicher unter dem Meer zurückgeführt.

Die schweren Kohlenwasserstoffe werden nach dem Vorkühlungsteil des Erdgas-Verflüssigungsprozesses abgezogen und anschließend in die Komponenten Ethan, Propan und Butan fraktioniert. Diese Komponenten dienen zur Kältemittel-Aufbereitung, um die an den Kompressordichtungen austretenden Verluste des Kreislaufgemisches auszugleichen.

In der Fraktionierungseinheit 26 wird eine Mischung aus Propan und Butan (LPG) produziert und in einem 45.000 m³ fassenden Tieftemperatur-Tank mit Betonaußenhülle zwischengelagert. Von dort wird das LPG regelmäßig auf Tanker verladen.

Die bei der Fraktionierung anfallenden schweren Fraktionen werden mit den Kondensatströmen der Rohgasbehandlung vereint. Zur Kondensatlagerung dient ein konventioneller Stahltank mit einer Kapazität von 75.000 m³, das bei Umgebungsbedingungen gelagert wird und von dem das Kondensat regelmäßig auf Shuttle-Tanker verladen wird.

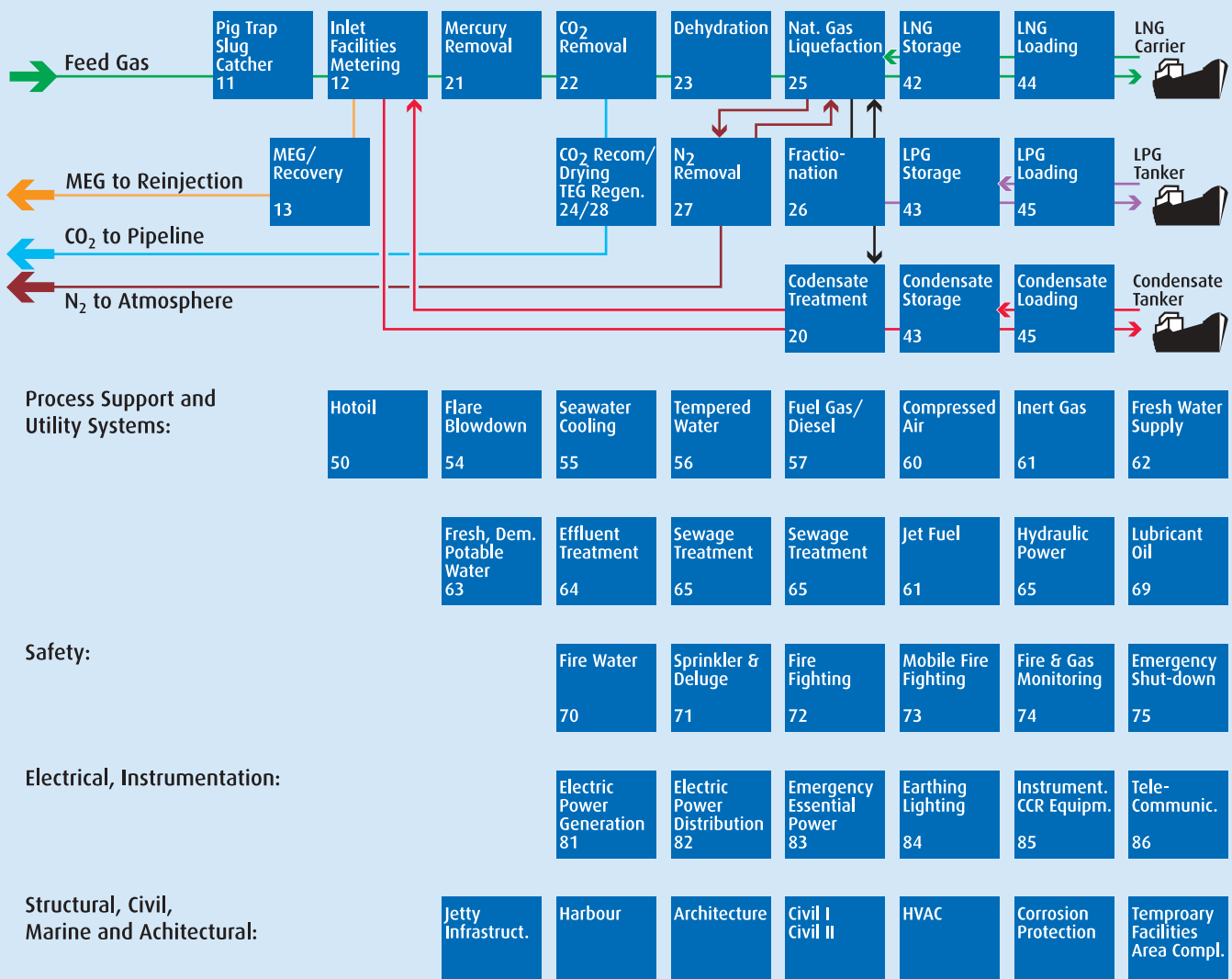


Abb. 7: Blockdiagramm der Snøhvit-LNG-Anlage.

Barge-Konzept für den Anlagenbau

Die Snøhvit-LNG-Anlage wird an einem Standort nördlich des Polarkreises auf der abgelegenen Insel Melkøya unter extremen klimatischen Bedingungen und ohne ausreichende Infrastruktur vor Ort errichtet. Daher ist im Zusammenhang mit allen Aktivitäten auf Melkøya Island hauptsächlich darauf zu achten, die Personalanforderungen vor Ort auf ein Minimum zu beschränken.

In einem frühen Stadium der Projektentwicklung wurde entschieden, die Prozessanlage als vormontierte, vollständig durchgetestete und so weit wie möglich betriebsfertige Anlage an einem europäischen Standort mit günstigen Baubedingungen zu fertigen. Um diese Prozessanlage anschließend nach Melkøya Island transportieren zu können wurde entschieden, die Prozessanlage auf einer schwimmenden Barge zu errichten. **Abb. 8** zeigt ein CAD-Modell des Prozessanlagen-Layouts (Topside) auf der Barge.

Der Transport kann dann entweder durch „nasses Schleppen“ oder mit einem Schwertransportschiff (HLV, Heavy Lift Vessel) erfolgen. Wegen verschiedener Vorteile wurde die HLV-Option gewählt. Dieses Konzept ermöglicht die geringsten Baukosten bei gleichzeitig kürzester Bauzeit, da alle sonstigen Aktivitäten vor Ort parallel zur Fertigung der Prozess-Barge stattfinden können.

Bei der Auslegung der Barge werden sämtliche Anforderungen der Prozessanlage, des Stahlbaus, der Ausrüstungs- und Rohrleitungslasten sowie die dynamischen Einflüsse beim Bau des Barge-Decks, beim Ausschwimmen und beim Transport der fertigen Prozess-Barge von der Werft nach Melkøya Island berücksichtigt.

Die vorgegebenen Abmessungen der kastenförmigen Barge betragen 54 m x 154 m x 9 m bei einem Gewicht von 10.300 t. Die Barge wird in einer Werft in Nordspanien gefertigt und zur Ausrüstungswerft geschleppt.

In der Pre-Engineering-Phase ergab eine Auswertung, dass eine konventionelle Bauweise anstelle der Modularisierung der Prozessanlage auf der Barge zu einer erheblichen Verringerung an Baustahl führen würde. Daher wurde entschieden, die Prozessanlage hauptsächlich in konventioneller Bauweise auf dem selbsttragenden Deck der Barge zu errichten.

Einige Prozessanlageneinheiten wie

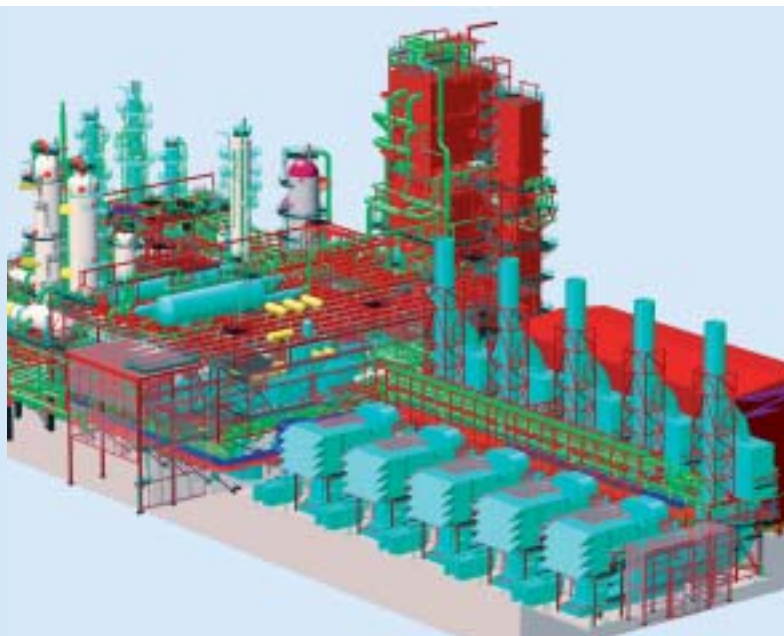
- die 5 x LM 6000 Gasturbinen,
- die Elektro-Schaltanlage und
- andere kleinere Prozess- und Versorgungseinheiten werden auf dem Barge-Deck als vorgefertigte Bauteile montiert. Alle anderen stationären und rotierenden Ausrüstungen sowie die Stahlstrukturen und Rohrleitungen werden in konventioneller Bauweise auf dem Barge-Deck errichtet.

Montage und Ausrüstung der Barge

In der Werft Izar in Nordspanien wird die kastenförmige Barge derzeit montiert und im Herbst 2003 mechanisch fertiggestellt sein. Unmittelbar anschließend ist der Schlepptransport der Barge zur Integrationswerft Dragados Offshore in Cadix, im Süden Spaniens, geplant. Dort wird die Barge längsseits eines Ausrüstungskais bugsiert, mit Ballast versehen und auf den Meeresboden abgesenkt. Der Boden wird speziell vorbereitet, um das geplante Endgewicht der Barge aufzunehmen.

Dragados Offshore wurde auch mit dem Auftrag betraut, den Boden für die Barge vorzubereiten und die Prozess- und Nebenanlagen auf ihr zu integrieren. Die Prozessanlage auf dem Deck der Barge wird durch Zugangswege in drei Bereiche unterteilt:

Abb. 8: CAD-Modell der Prozessanlage auf der Barge mit Stromerzeugungseinrichtungen.



- Prozess-Hauptbereich
- Kältekreislauf und Kompressor-Bereich
- Stromerzeugungs- und Schaltanlagen-Bereich.

Dadurch wird für eine gute Zugänglichkeit während der parallel verlaufenden Bauarbeiten in diesen Bereichen gesorgt.

- Ab dem Beginn und während der gesamten Bauphase muss für eine permanente Überwachung von Gewicht und Verformungen gesorgt sein.

Nach dem Eintreffen der Barge in der Werft wird das Deck für die Anlageninstallation vorbereitet. Zu den Vorbereitungsarbeiten gehört auch die Installation der Fundamente für große und schwere Ausrüstungsteile wie

- Elektro-Schaltanlage
- Stromerzeugung und zugehörige Ausrüstungen und Bauteile
- Hauptbauteile
- an Deck zu montierende Ausrüstungen.

Anstelle der Modulbauweise kann nach der Einzelinstallationsmethode die Errichtung der Ausrüstungsteile und Verrohrung für jedes Niveau in den drei definierten Unterbereichen begonnen und komplettiert werden. Die Installation der schweren Apparate wie vormontierte Kolonnen oder Gasturbinen erfolgt so, dass die Einzellasten möglichst gleichmäßig über der Bargefläche verteilt sind, um ungleiche Lastverteilung zu vermeiden, die zu Verformung oder Spannung innerhalb der Bargestruktur führen kann.

Nach der Installation der Elektro-Schaltanlage folgen die fünf LM 6000 Gasturbinen sowie die anderen Ausrüstungsteile und Bauteile, um den Bau definierter Bereiche einschließlich der Ausrüstung mit Rohrleitungen, vor Ort montierten Instrumenten, Elektromotoren, usw. abschließen zu können.

Mechanische Fertigstellung und Übergabe

Der Abschluss der Ausrüstungs- und Anschlussarbeiten muss strengstens auf der Grundlage des detaillierten Bauplans mit Vorgaben zu Baufertigstellungs- und Übernahmefristen erfolgen, um fertiggestellte Systeme für das „Punch out“ (Überprüfung von Dokumentation und Installation), für die Druckprüfung, Abnahme und Freigabe für die nachfolgenden Disziplinen zu erhalten.

Die Inspektion, Prüfungsverifikation und Dokumentation der mechanischen Fertigstellung werden als laufender Vorgang während der Fertigstellung der Installationsarbeiten organisiert. Vor der Übergabe an die Inbetriebnahme muss das „Punch out“ organisiert werden. Die ersten Bereiche oder Systeme sind noch während des Fortgangs der Bauarbeiten zu übergeben. Einige Lieferanten von Ausrüstungsteilen sind zur Beaufsichtigung der Installation und Prüfung der von ihnen gelieferten Ausrüstungen verpflichtet.

Konservierung und Transportvorbereitungen

Nach Abschluss der Inbetriebnahmepreparierungen müssen sämtliche Maßnahmen für den Witterungs- und Transportschutz installiert werden, beispielsweise um schwere Rohrleitungen und Ausrüstungsteile seetüchtig zu machen. Dazu müssen auf der Grundlage einer detaillierten Transportflexibilitätsanalyse definierte Abtrennungen für Bolzen, Rohrleitungen und mechanische Wellenkupplungen freigegeben werden. Weiterhin sind die notwendigen Montageausrüstungen wie Ballastpumpen, Schiffspoller, Taue, Winden, Positionslichter, Spannungs- und Beschleunigungs-Überwachungsgeräte für den Seetransport und die Andockung nach Vorgabe des geneh-

Abb. 9:
Typisches Heavy Lift Vessel (HLV)
als potentieller Carrier für die Prozessbarge.

Die wichtigsten Angaben zum Schiff:

Gesamtlänge:	217,0 m
Breite:	42,0 m
Bruttotragfähigkeit:	56.000 mt
Freidecklänge:	178,2 m oder 157,2 m
Freideckfläche:	über 7.215 m ²
Reisegeschwindigkeit:	14,5 kn



mitgen Transporthandbuchs zu installieren. Sämtliche im losen Zustand an Bord transportierten Gegenstände wie Anschlussmaterialien und Spulen müssen sicher befestigt werden und im betreffenden Schiffslogbuch (Ship Loose Parts Register) eingetragen sein. Letzteres gilt auch für sämtliche Ausrüstungsteile für die Montage.

Als Vorbereitung für den Transport nach Melkøya Island muss bei allen Ausrüstungsteilen und Rohrleitungen auf eine sorgfältige Konservierung geachtet werden. Sämtliche Öffnungen, Haltepunkte (Breakpoints) und losen Enden müssen verschlossen und zuverlässig abgedichtet werden. Manche Systeme müssen unter einem geringen Überdruck mit Stickstoff gefüllt und mit Kontrollmessgeräten ausgestattet werden. Sämtliche mit Stickstoff gefüllten Systeme sind durch eine eindeutige Beschriftung als solche kenntlich zu machen. Maschinen und deren Ölversorgung müssen mit Schutzöl gefüllt und nach Anweisung des Herstellers entsprechend belüftet werden. Elektrische und Instrumententeile sind nach Vorschrift des jeweiligen Herstellers zu sichern.

Der nächste Schritt wird die Vorbereitung für das Aufschwimmen und Schleppen zum definierten Übergabepunkt an das HLV im Hafen von Cadiz sein.

Transport nach Melkøya Island

Das Konzept sieht eine voll ausgerüstete Prozess-Barge vor, die bereits eine Vorinbetriebnahme absolviert hat. Die Prozess-Barge wird zum Standort an der norwegischen Küste der Barents-See transportiert. Sie hat beim Transport ein Gesamtgewicht von ungefähr 35.000 Tonnen.

Die Aktivitäten auf See haben eine besonders hohe Bedeutung für den Erfolg des Projekts. Der Seetransport der Barge könnte durch Schleppen von einer beliebigen europäischen Werft aus erfolgen. Durch die spezielle Transportlösung unter Einsatz eines Schwerlastfrachtschiffes lässt sich die Transportzeit jedoch verkürzen und die Sicherheit des Transports nach Melkøya Island insgesamt erhöhen. Ein typisches Heavy Lift Vessel als potentieller Carrier für die Prozess-Barge ist in **Abb. 9** dargestellt.



Abb. 10:
Fest installierte Prozess-Barge
im CAD-Modell am Standort auf
Melkøya Island.



Abb. 11:
Gesamtansicht der Snøhvit-
LNG-Anlage auf Melkøya Island
im CAD-Modell.

Baustellenvorbereitung und Installation auf Melkøya Island

Die Baustellenvorbereitung auf Melkøya Island begann Mitte 2002 mit der Errichtung eines Lagers sowie den Felssprengungen und Planierungsarbeiten. Außerdem wird mit dem Bau eines Zugangstunnels unter Wasser eine Verbindung zwischen Insel und Festland geschaffen, die im September 2003 fertiggestellt sein wird.

Für die Prozess-Barge wird ein Dock mit den passenden Abmessungen ausgehoben. Bei der Ankunft auf Melkøya Island wird die Prozess-Barge innerhalb der Gesamtanlage angedockt und nimmt Ballast an Bord, wird abgesetzt und dient als permanentes Fundament für die Prozess-Systeme. Der Raum um die Barge wird mit Kies gefüllt. Nach dem Absetzen erhält das Deck der Prozess-Barge eine Betonauflage und wird zum integralen Bestandteil der LNG-Gesamtanlage (Abb. 10).

Zusätzliche Anlagen und Einrichtungen auf Melkøya Island

Neben der Prozessanlage selbst sind noch weitere Einheiten, Gebäude und Ausrüstungsteile auf Melkøya Island zu errichten:

- Molchschleuse und Slug Catcher
- Tankfarm mit zwei LNG-Tanks, einem LPG-Tank und einem Kondensat-Tank
- Messstationen für LPG und Kondensat
- Übergabestation für LNG, LPG und Kondensat
- Montage-Anlegestelle für die Baustellenversorgung
- Montage-Anlegestelle für Bauaktivitäten
- Versorgungsstation für die Offshore- und Unterwasser-Produktionsstätte
- Ethan- und Propan-Kältemittel-Behälter
- Heizöl-Behälter
- MEG (Methylethylenglykol)-Tanks
- Wassertanks (Frisch- und demineralisiertes Wasser)
- Hoch- und Niederdruck-Fackeln mit Abscheidern
- Kühlwasser-Einlauf- und Pumpenbauwerk, Auslass und Überlaufkasten (oder entsprechendes Piping-Design)
- Löschwassersystem
- Abwasserbehandlungsanlage
- Stromversorgungsnetzwerk, Elektro-Schaltanlage für Tanklager und Hafen
- Gebäude für zentralen Kontrollraum, Büros, Kantine, Erste-Hilfe, Toiletten, Wartungseinrichtungen, Lagerhaus, Feuerwache, Garagenparkplätze, Wachhäuser/Check-Points am Tunneleingang sowie auf der Insel, Hafengebäude, Chemikalienlager, Gasflaschen-Lager, Laboreinrichtungen, Hafeneinrichtungen für Schlepp- und Anlegeboote

- Permanentes Wohncamp
- Temporäres Wohncamp
- Unterwasser-Tunnel, Straßen, Helikopterlandebereich
- Felsschutzwände
- Servicehafen.

Zusätzlich wird Platz für zukünftige Erweiterungen vorgehalten wie z. B. für einen zweiten Prozessstrang parallel zur Prozess-Barge. Insgesamt wird die Snøhvit-LNG-Base-load-Anlage eine Fläche von ungefähr 1.000 m x 300 m einnehmen (Abb. 11).

Fazit und Ausblick

Im September 2001 trafen die Lizenzpartner des Snøhvit-Projekts die Entscheidung zur Kommerzialisierung der Gas- und Kondensat-Vorkommen in der Snøhvit-Region. Das Parlament Norwegens genehmigte die Pläne für die Erschließung und den Betrieb der Snøhvit-Region im März 2002.

Die im Oktober 2006 in Betrieb gehende Snøhvit-LNG-Kette stellt die erste LNG-Base-load-Anlage in Europa dar. Die Kapazität der Anlage beläuft sich auf 4,3 Mio. t p. a. mit einer Prozesslinie. Die Auswahl dieser Kapazität erfolgte auf der Grundlage einer Gesamt-Risikobeurteilung einschließlich Qualifizierung der potentiellen Technologien.

Die Snøhvit-LNG-Kette ist ein wertvoller Beitrag zu einer umweltverantwortlichen Zukunft, in der wir eine Zunahme des Erdgasanteils am Primärenergieverbrauch erleben werden.

Der Linde-Statoil-MFC®-Prozess in Kombination mit einem Energiesystem auf der Basis von Gasturbinen (abgeleitet von Flugtriebwerken) zur Erzeugung von elektrischem Strom und Prozess-Wärme ist offensichtlich die richtige Technologie, die den heutigen Anforderungen an niedrige Umweltauswirkungen und an eine hohe Wirtschaftlichkeit entspricht.

Das Snøhvit-Projekt im Internet

Aktuelle Informationen über das Snøhvit-Projekt einschließlich saisonaler Eindrücke von der Baustelle via Webcam finden sich im Internet unter:

<http://www.statoil.com/statoilcom/snohvit/svg02699.nsf>

Literatur

- [1] **HEIERSTED, R.S.:** *Snøhvit LNG Project – Concept Selection for Hammerfest LNG Plant*, GASTECH 2002, Qatar, 13-16. Oktober 2002
- [2] **FÖRG, W.; BACH, W.; STOCKMANN, R.; HEIERSTED, R.S.; PAUROLA, P.; FREDHEIM, A.O.:** *A New LNG Baseload Process and Manufacturing of the Main Heat Exchangers*, LNG 12 Conference, Perth, Mai 1998.
- [3] **HEIERSTED, R.S.; JACOBSEN, S.; NYSTRØM, S.:** *Project Execution Strategy for the Hammerfest LNG Plant*, Snøhvit LNG Project. Gastech 1998, Dubai, Dezember 1998.
- [4] **JENSEN, S.W.; HERLØE, E.; JACOBSEN, S.; HEIERSTED, R.S.:** *New Project Execution Strategy for Base Load LNG Plants Eurogas 99*, Bockum, Mai 1999.
- [5] **HEIERSTED, R.S.:** *Cost Reduction Potential of the Execution Strategy for the Snøhvit LNG Plant*, IBC's International Forum on LNG, London, Oktober 1999.
- [6] **HEIERSTED, R.S.:** *Commercializing Snøhvit – An Atlantic Basin LNG Chain*, CWC Group, World LNG Summit, London, September 2000.
- [7] **JENSEN, S.W.:** *Developing the Snøhvit LNG Chain*, Gastech 2000, Houston, November 2000.
- [8] **HEIERSTED, R.S.; JENSEN, R.E.; PETTERSEN, R.H.; LILLESUND, S.:** *Capacity and Technology for the Snøhvit LNG Plant*, LNG 13 Conference, Seoul, Mai 2001.

Abstract

Mit dem Snøhvit-LNG-Projekt gehört die Linde-Statoil LNG Technologie Allianz zum ausgewählten Kreis von Unternehmen, die hocheffiziente LNG-Technologie für Baseload-Anlagen liefern können. Das verflüssigte Erdgas aus der Barents-See, dem Standort des Snøhvit-Feldes, ist das erste LNG-Großprojekt in Europa. Es wird positive Veränderungen und Auswirkungen nicht nur für die betroffene Industrie, sondern auch für die Verbraucher mit sich bringen. Der Artikel beschreibt die besonderen Merkmale des MFC®-Prozesses und das Snøhvit-LNG-Projekt mit allen wichtigen Details.

Die Autoren



Wolfgang Förg

Dipl.-Physiker Wolfgang Förg (64) trat nach Abschluss seines Studiums 1963 in die Linde AG ein. 1966 wurde er Leiter einer neu gebildeten Gruppe zur Verfahrensberechnung von Erdgas- und Synthesegasanlagen. 1976 wurde er zum Bereichsleiter Gasanlagen ernannt. Von 1982 bis 1990 war er Geschäftsführer der Linde-Tochtergesellschaft Lotepro Corporation, einer der führenden US-Anlagenbauer. Von 1993 bis 1998 vertrat er die Leitenden Angestellten im Aufsichtsrat der Linde AG. Als Mitglied des Lenkungskomitees der Linde-Statoil LNG Technology Alliance hatte er Anteil an der Entwicklung neuer Technologien, die u.a. zum Bau von Europas größter Erdgasverlüssigungsanlage bei Hammerfest führten. Wolfgang Förg, seit Ende 2000 im Ruhestand, ist Inhaber zahlreicher Patente und Autor vieler Vorträge aus seinem Fachgebiet.



Eginhard Berger

Dipl.-Ing. Eginhard Berger (60) studierte Maschinenbau an der TU München und arbeitete in der Raumfahrtindustrie, bevor er 1969 in die Dienste der Linde AG, Geschäftsbereich Engineering, in Höllriegelskreuth bei München trat. Er befasste sich mit der Computerisierung der physikalischen Eigenschaften von Erdgaskomponenten, bevor er später als Vertriebsleiter maßgeblich an den LNG-Projekten Snøhvit (Norwegen) und Xinjiang (China) beteiligt war. Daneben betreut Eginhard Berger als Projektleiter die Entwicklung von Offshore-LNG-Anlagen. Er ist u.a. Mitglied des Technischen Komitees für die europäische Normung von LNG-Anlagen.



Roy Scott Heiersted

Roy Scott Heiersted erwarb 1968 den Grad eines Master of Science am Norwegischen Institut für Technik, Fachbereich Kältetechnik. Seit seinem Eintritt bei Statoil ASA im Jahr 1984 beschäftigte er sich mit der Entwicklung der LNG-Technik und dem Ausbau des LNG-Geschäfts. 1997 wurde er zum Alliance Manager der Technologieallianz mit der Linde AG ernannt. Zurzeit ist er Technology Manager im Snøhvit-LNG-Projekt.



Pentti Paurola

Pentti Paurola von Statoil ASA (Norwegen) erwarb 1972 den Grad eines Master of Science an der Technischen Universität Helsinki (Finnland) auf dem Gebiet der Chemie-Verfahrenstechnik. Er verfügt über umfangreiche Erfahrungen sowohl in der Planung als auch im Betrieb von Raffinerien und petrochemischen Anlagen und ist Inhaber mehrerer internationaler Patente auf diesem Gebiet. Zurzeit ist er als Lead Process Engineer im Snøhvit-LNG-Projekt tätig.

Von der Pipeline zur Lagerung

Der Industriebedarf an Helium steigt ständig. Das wichtigste Verfahren zur Gewinnung des Edelgases ist das Abscheiden aus Erdgas. Der Aufbau neuer Produktionseinrichtungen stellt allerdings komplexe Anforderungen an die Anlagentechnik. Bei der geplanten neuen Anlage zur Heliumgewinnung und -verflüssigung in Skikda/Algerien beweisen Linde-Ingenieure, dass sie den gesamten Prozess von der Gewinnung bis zur Lagerung beherrschen.

Das Edelgas Helium besitzt eine Reihe von attraktiven chemischen und physikalischen Eigenschaften: Es ist farblos, geruchlos, geschmacklos, weder toxisch noch korrosiv und es ist das einzige Element im Periodensystem, das bei Normaldruck bis zum absoluten Nullpunkt flüssig bleibt. Es ist neben Neon das einzige Element, von dem keine chemischen Verbindungen bekannt sind. In Summe bilden diese besonderen Eigenschaften die Grundlage für die vielseitige Nutzung dieses Gases in Industrie und Forschung (Abb. 1). Beispielsweise steigt in den Bereichen Faseroptik, Schweißen, Atemgase, Leckortung, Lasertechnik, Supraleitungstechnik und Teilchenphysik der Helium-Verbrauch stetig an.

Die Helium-Weltjahresproduktion beläuft sich auf ungefähr 160 Millionen Nm³. Ungefähr 85% des produzierten Heliums stammen dabei aus Erdgasvorkommen in den USA. In Europa wird für das Jahr 2002 mit einem Heliumverbrauch von ungefähr 30 Millionen Nm³ gerechnet, der aus polnischen (Odolanov), russischen (Orenburg) und algerischen (Arzew) Vorkommen sowie den Gasfeldern in den USA gedeckt wird. Die zunehmende Nachfrage in den vergangenen Jahren wurde durch

Schutzgas-Schweißen (Laser, MIG/MAG)	18 %
Wärmebehandlung (Glühöfen, Glasfaser)	16 %
Druckprüfungen (He-Lecktest)	6 %
Luft- und Raumfahrt (Raketenantriebe, Zeppeline)	7 %
Medizin (MR-Tomographie)	5 %
Wissenschaft/Forschung (Supraleitungen, Kälte)	24 %
Freizeit (Ballons, Tauchen)	3 %
Gaschromatographie, Prüfgas in der Spektrometrie	5 %
Inertgas in der Halbleitertechnik	16 %

Abb. 1: Die Hauptanwendungen von Helium in Industrie und Forschung

zusätzliche Erdgaseinfuhren aus den USA befriedigt. Die jährlichen Steigerungsraten liegen zwischen 5 und 10%. Veröffentlichungen in Fachmagazinen verzeichnen eine jährliche Steigerung von ungefähr 8%. Bei den weltweit beschränkten Produktionskapazitäten und der zunehmenden Abhängigkeit vom Gasmarkt in den USA wird die zukünftige Heliumversorgung ein Engpassfaktor bleiben.

Die einzig kommerziell sinnvolle Quelle für die Heliumgewinnung ist dessen Abscheidung aus Erdgas. Die Heliumkonzentration von Erdgasen hängt vom Standort des Gasfelds ab. Die Gewinnung von Helium als Nebenprodukt bei der Erdgasproduktion und -behandlung stellt eine komplexe Aufgabe dar.

Basierend auf der Erfindung der Luftverflüssigung und -zerlegung durch Carl von Linde vor 100 Jahren haben die Kenntnisse und Erfahrungen der Linde AG in den Bereichen Verfahrenstechnik, Anlagenbetrieb und Gasvertrieb eine enorme Weiterentwicklung erfahren. Die Linde-Technologie der

- Gasaufbereitung,
- Erdgasverflüssigung,
- kältetechnischen Gastrennung zur Stickstoffbeseitigung,
- Rohheliumgewinnung,
- Heliumreinigung und -lagerung

wurde inzwischen zum weitverbreiteten Standard in der Technik. Auch in Zukunft wird die Linde-Technologie zu Innovationen beim Anlagenbau führen. So soll bis zum Jahr 2005 in Algerien am Standort Skikda am Mittelmeer ein neues großes Heliumgewinnungs- und -verflüssigungsprojekt mit einer Kapazität von 15 Millionen Nm³/Jahr realisiert werden.

Anlagen zur Erdgasaufbereitung und -verflüssigung

Algerien verfügt über sehr große Erdgasvorkommen, die von dem Staatsunternehmen Sonatrach über Pipelines und in verflüssigter Form vorwiegend nach Europa verkauft werden. Zwei der insgesamt vier bestehenden Pipelines verlaufen von den Gasfeldern in der Sahara nach Italien bzw. Spanien, während die beiden anderen Pipelines nach Arzew in der Nähe der marokkanischen Grenze und nach Skikda in der Nähe der Grenze zu Tunesien führen. In Arzew und Skikda wird dieses Erdgas zu Transportzwecken verflüssigt (siehe auch Seite 4).



Links Abb. 2:
Gewickelter Wärmetauscher

Unten Abb. 3:
Großer Flüssig-Erdgas-
Anlagenkomplex

Für die Verflüssigung muss das Erdgas vor dem Eintritt in den kältetechnischen Abschnitt einer Trocknung und einer Abtrennung von Kohlendioxid unterzogen werden, damit im Innern der Wärmetauscher keine Blockaden durch Ausfrierungen der vorgenannten Stoffe entstehen. Das algerische Erdgas enthält Helium nur in Spuren. Da die in den Verflüssigungsanlagen verarbeiteten Erdgasmengen aber sehr groß sind, ist die insgesamt darin enthaltene Heliummenge für die kommerzielle Gewinnung interessant. In der LNG-Anlage wird das Erdgas gegen ein Kältemittel abgekühlt und verflüssigt. Niedrig siedende Bestandteile wie Stickstoff, Wasserstoff, Argon und das im Gas enthaltene Helium lassen sich aber bei den Temperaturen, die zur Erdgasverflüssigung ausreichen, nicht verflüssigen und bleiben als Gas übrig. So wird bei der Abkühlung des Erdgases in einem Abscheider einer Entspannungsstufe ein Gas produziert, in dem neben Methan und Stickstoff das Helium bis zu einem Wert von mehreren Volumenprozent angereichert ist. Die Analyseergebnisse an dieser Anschlussstelle sind vom Verflüssigungsprozess abhängig. In Abb. 4 sind einige typische Daten des Einsatzgases der Heliumgewinnungsanlage angegeben.

Bei der Erdgasverflüssigung werden stets sehr große Gasmengen verarbeitet, um eine möglichst hohe Wirtschaftlichkeit zu erreichen. Aus Gründen der Machbarkeit werden diese Anlagen aber meistens mehrsträngig ausgeführt. So reichen die Kapazitäten eines Stranges bereits in Betrieb befindlicher Anlagen bis zu 460.000 Nm³/h. Anlagen mit Kapazitäten von 660.000 Nm³/h pro Strang befinden sich im Bau.

Die Beschränkungen der Stranggröße bei diesen Großanlagen ergeben sich aus dem Antriebssystem für die Kompressoren und für die Wärmetauscher, die in fast allen Anlagen als gewickelte Tauscher ausgeführt



sind. Der gewickelte Wärmetauscher (Abb. 2), in dem das Erdgas abgekühlt und verflüssigt wird, ist das wichtigste statische Bauteil.

In Abb. 3 ist als Beispiel eine vor einigen Jahren erstellte Erdgas-Aufbereitungsanlage mit einer Kapazität von ungefähr 400.000 Nm³/h dargestellt. Weitere Erdgas-Aufbereitungsanlagen mit Kapazitäten von bis zu 3.000.000 Nm³/h befinden sich im Bau.

Gasmenge:	50.000 Nm ³ /h
Druck:	0,5 MPa
Analyse:	55 Mol-% N ₂ 40 Mol-% CH ₄ 5 Mol-% He

Abb. 4: Typische Daten des Einsatzgases der Heliumgewinnungsanlage

Heliumgewinnung aus Erdgas

Die Heliumgewinnung aus Erdgas ist ein kältetechnischer Prozess, bei dem es gilt, das Gemisch He/N₂/CH₄ aufzutrennen. Das Trennprinzip – Abkühlung und Verflüssigung – ist dabei dasselbe wie bei der zuvor erwähnten LNG-Erzeugung.

Da das Gas Helium enthält, lässt es sich jedoch nicht vollständig verflüssigen, sondern es bleibt ein gasförmiger Rest übrig. In diesem befindet sich das Helium in stark angereicherter Form als Rohhelium mit ca. 80% Heliumgehalt. Die tiefkalte Flüssigkeit wird in einer Destillationskolonne in seine Bestandteile Stickstoff und

Methan getrennt und die beiden Produkte, sowie das Rohhelium, werden wieder auf Umgebungstemperatur angewärmt (Abb. 12).

Für die kältetechnische Gastrennungsanlage wurde eine Cold Box-Konstruktion gewählt, die in Abb. 9 dargestellt ist. Eine solche Konstruktion erlaubt es auf einfache Weise die an dem Tieftemperaturverfahren beteiligten Apparate und Rohrleitungen zu isolieren, indem man sie in eine Box baut, die anschließend mit einem pulverförmigen Isolierstoff gefüllt wird. Sollten später Reparaturen notwendig werden, lässt sich das fließfähige Isolierpulver leicht wieder ablassen.

In der Cold Box sind sämtliche Bauteile, wie

- Plattenwärmetauscher,
- Kolonnen,
- verbindende Rohrleitungen,
- kältetechnische Steuerventile und
- Stützvorrichtungen,

angeordnet. Die Cold Box wird in der Werkstatt mit den vorhandenen Erfahrungen und dem Know-how aus der teilweise ähnlichen Konstruktion von Luftauftrennungsanlagen zusammengebaut.

Der Wärmeaustausch in Tieftemperaturanlagen findet üblicherweise in aus Aluminium gefertigten Plattenwärmetauschern statt, da sie den Wärmeaustausch mehrerer Ströme gleichzeitig erlauben. Die Plattenwärmetauscher werden in einer Vakuumkammer bei ungefähr 600°C einem Hartlötungsprozess ohne Flussmittel unterzogen. Aus diesem Grund sind die Blöcke der Wärmetauscher nach dem Löten sehr sauber. In Abb. 8 sind die wichtigsten technischen Daten (Grenzwerte) für einen der Wärmetauscher angegeben.

Das Rohhelium aus der Tieftemperaturtrennanlage enthält noch zuviel Stickstoff und Methan, um direkt verflüssigt zu werden. Diese Bestandteile würden bei der Heliumverflüssigung ausfrieren. Deshalb wird das Gas in einer Druckwechseladsorptionsanlage bei Umgebungstemperatur von diesen Bestandteilen bis auf Spuren befreit. Das Produkt aus diesem Anlagenteil ist fast reines gasförmiges Helium mit einer Zusammensetzung von 99,999 Vol% Helium.

Spezifische Oberfläche:	1.400 m ²
Maximale Blockabmessungen:	1,5 m x 1,5 m x 8,0 m
Werkstoff:	Aluminium
Zulässiger Höchstdruck:	11,5 MPa

Abb. 8: Die wichtigsten technischen Daten (Grenzwerte) für einen Wärmetauscher

Abb. 5:
Kältetechnische
Gastrennungs-
anlage



Abb. 6:
Erdgasaufbereitung
und C₂ Abtrennung



Abb. 7:
Plattenwärme-
tauscher



Heliumverflüssigung und Lagerung des flüssigen Heliums

In den vergangenen Jahrzehnten haben sich sowohl bei der Kapazität als auch bei der Größe der Helium-Verflüssigungsanlagen Veränderungen ergeben. Der Bau der ersten Luft-Verflüssigungsanlage im Jahr 1895 ging auf Carl von Linde zurück. Der Prozess beruhte auf einem Wärmetauscher und einem Entspannungsventil. Diese Konfiguration wird inzwischen als Linde-Prozess bezeichnet. Auf denselben Grundlagen basierend, aber unter Einsatz von drei Kühlstufen, baute Linde im Jahr 1932 einen der ersten industriellen Heliumverflüssiger. In den Pioniertagen der Kältetechnik lag die Kapazität im Bereich von 3 bis 4 Liter/h. Heutzutage kann eine einzige Helium-Verflüssigungsgroßanlage im kontinuierlichen Betrieb 3.500 Liter/h und mehr liefern.

Das Helium wird, ebenso wie Erdgas, für Transportzwecke verflüssigt. Hierzu sind die nachfolgend aufgeführten Prozessschritte und Einrichtungen erforderlich:

- Heliumverflüssigung mit Adsorption von Spurenverunreinigungen (s. o.)
- Lagerung des Flüssig-Heliums
- Vorbereitung und Befüllung der Transportbehälter (Container)

Das Helium-Einsatzgas wird bei einem Druck von ungefähr 2,0 MPa von der Heliumgewinnungs- und -reinigungseinheit zum Verflüssiger (Cold Box) geleitet (Abb. 9). Die Abkühlung und Verflüssigung des Heliums wird in

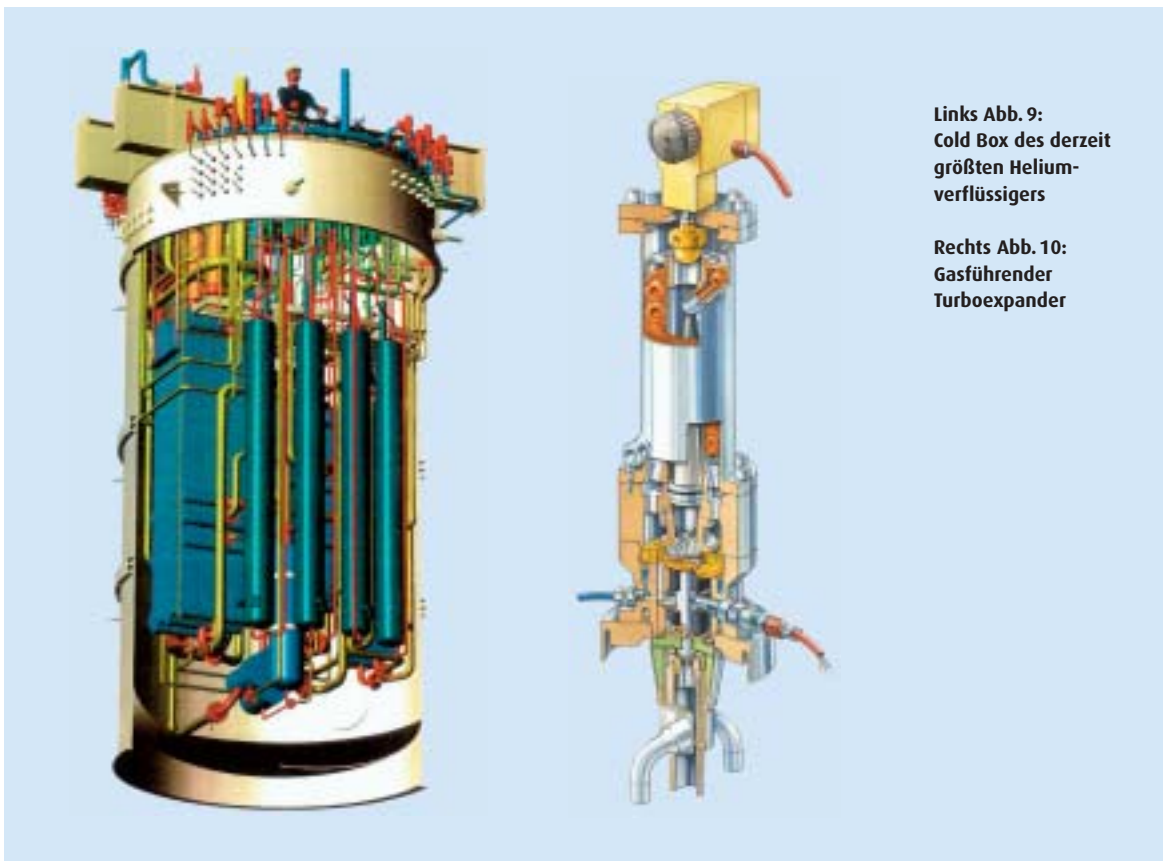
einem modifizierten **Helium-Brayton-Kreislauf** mit Unterstützung durch flüssigen Stickstoff bewerkstelligt.

Die Abkühlung des Heliumgases von Umgebungstemperatur auf ungefähr 80 K geschieht durch Rückführung von kaltem Heliumgas und Verdampfung von flüssigem Stickstoff. Für die Abkühlung bis in die Nähe der Verflüssigungstemperatur sorgen gasführende Turboexpander (Abb. 10), die bei unterschiedlichen Temperaturniveaus entlang des Prozesses angeordnet sind.

Schließlich wird das Einsatzgas in einer Joule-Thomson-Stufe entspannt und teilweise verflüssigt. Die Flüssigkeit/Gas-Mischung wird in den Lagerbehälter geleitet und dort der Flüssiganteil gesammelt. Der gasförmige Anteil wird zur Cold Box zurückgeführt, in dieser angewärmt und zum Eintritt der Verflüssigungsanlage geleitet. Die für den Kälteprozess erforderlichen Wärmetauscher sind im Vakuum gelötete Plattentauscher, die sowohl für die tiefe Temperatur bis ungefähr 4 K, als auch gegen den äußeren vakuum-isolierten Raum geeignet sind.

Die Lagerbehälter für Flüssig-Helium sind doppelwandige Druckbehälter mit einer Vielschicht-Vakuum-Isolierung und einem mit Flüssig-Stickstoff gekühlten Strahlungsschild. Die Kapazität beträgt jeweils 30.000 Gallonen (114.000 Liter). Die Verdampfungsrate liegt im Bereich von 0,3% pro Tag.

Das Flüssig-Helium wird in ISO-Containern mit einer Kapazität von 11.000 oder 15.000 Gallonen abgefüllt und nach Europa geliefert. Nach ihrer Rückführung müssen warme und/oder kontaminierte Container vor der erneuten Befüllung wieder aufbereitet werden. Das noch enthaltene Heliumgas wird wiedergewonnen und zum Eintritt der Anlage zur erneuten Verarbeitung geleitet.



Links Abb. 9:
Cold Box des derzeit
größten Helium-
verflüssigers

Rechts Abb. 10:
Gasführender
Turboexpander

Abb. 11: Überblick über den gesamten Prozessablauf der Heliumgewinnung.

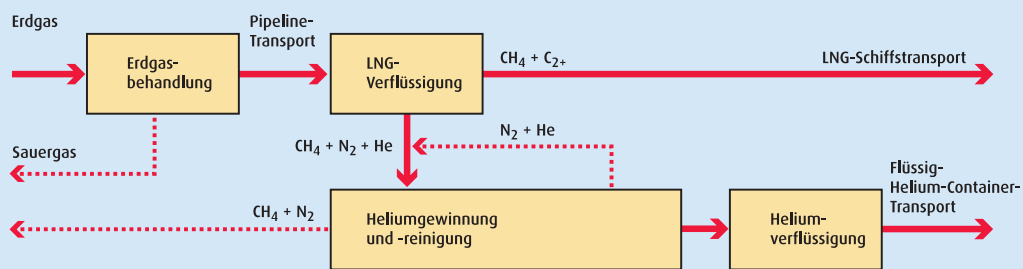
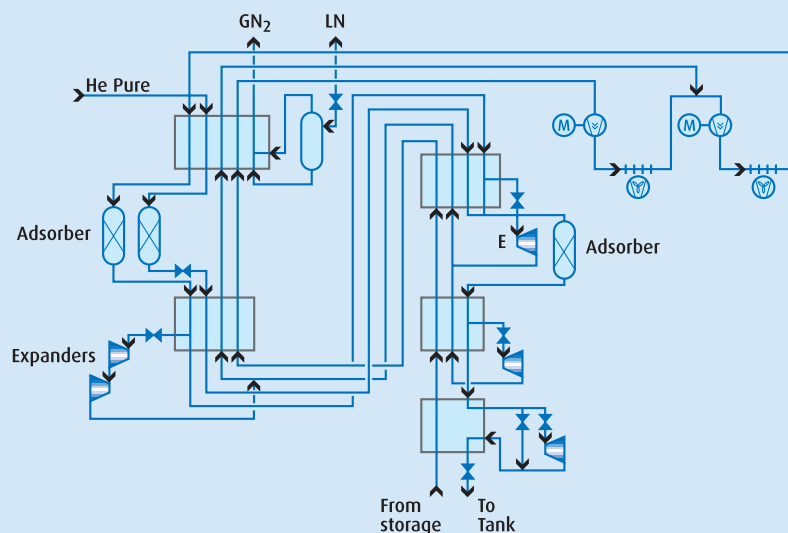


Abb. 12: Typischer Helium-verflüssigungsprozess



Erdgas

Erdgas ist eine Gasmischung mit Methan als Hauptkomponente. Weitere Bestandteile sind schwere Kohlenwasserstoffe, Sauerogas, Stickstoff und gelegentlich Helium in geringen Mengen. Erdgas ist eine sehr wichtige Primärenergiequelle, die in Großlagerstätten vorkommt, die oft fernab von den Verbrauchern gelegen sind.

Aus Umweltschutzgründen wird der Einsatz von Erdgas künftig immer wichtiger. Das bei der Verbrennung von Erdgas entstehende Rauchgas enthält weniger Kohlendioxid, Schwefel und Feststoffe als beim Einsatz anderer, schwererer Kohlenwasserstoffe.

Im Jahr 2001 belief sich der Weltverbrauch an Erdgas auf 2.400 Milliarden Nm³/Jahr. Davon wurden 550 Milliarden Nm³/Jahr über Landesgrenzen hinweg gehandelt. Der Transport des Erdgases erfolgt mit Hochdruck-Pipelines oder in seegängigen Frachtschiffen in Form von Flüssig-Erdgas oder Liquefied Natural Gas (LNG). Ungefähr 25% des weltweiten Erdgas-Gesamtmarkts, d.h. ungefähr 150 Milliarden Nm³/Jahr, werden zu solchen Transportzwecken verflüssigt.

Helium-Brayton-Kreislauf

Beim Brayton-Kreislauf handelt es sich um ein Verfahren, bei dem das Kältemittel während des Kreislaufs gasförmig bleibt und die Aufnahme von Wärme aus dem Kühlobjekt stets zu einer Anwärmung des Kältemittels führt. Die Kälteerzeugung erfolgt über eine arbeitsleistende

Entspannung in einer Expansionsmaschine. Das modifizierte Brayton-Verfahren (angewandt von G. Claude im Jahre 1902) zur Verflüssigung von Gasen benutzt eine nachgeschaltete Joule-Thomson-Stufe, in der es zur Verflüssigung des Kältemittels kommt.

Ausblick

Für den Heliummarkt werden hohe jährliche Steigerungsraten prognostiziert. Eine Deckung des stetig steigenden Bedarfs macht den Bau weiterer Heliumgewinnungsanlagen notwendig. Eine geeignete Quelle sind große Erdgasverflüssigungsanlagen, wie in Skikda. Dessen künftige Produktionsmenge wird ca. 10% der Weltproduktion von Helium ausmachen. Linde hat sich dort nicht nur beim Bau der Anlage gegen den internationalen Wettbewerb durchgesetzt; als Joint-Venture-Partner des algerischen Energieversorger Sonatrach ist Linde darüber hinaus Eigner und Betreiber der Anlage – mit der Möglichkeit, das begehrte Edelgas selbst zu vermarkten.

Abstract

Der Beitrag erläutert die Anwendung der Kältetechnik im Großmaßstab zur Heliumgewinnung aus Erdgas und zur Verflüssigung des Heliums. Anhand eines Blockdiagramms wird der gesamte Ablauf – von der Pipeline an der Erdgaslagerstätte bis zur Lagerung des Flüssig-Heliums – unter Einbeziehung der einzelnen Prozessschritte, Spezialbauteile sowie der Konstruktions- und Herstellungsanforderungen beschrieben. Es wird der Stand der Technik bezüglich des Verfahrens und der Apparate in dieser Branche vorgestellt und Beispiele für Bauteile für die geplante neue Heliumgewinnungs- und Heliumverflüssigungs-Großanlage in Skikda in Algerien erläutert.

Die Autoren



Max Bräutigam

Dipl.-Ing. Max Bräutigam ist als Vertriebsingenieur bei Linde, Geschäftsbereich Engineering, in Höllriegelskreuth bei München tätig. 1953 begann er bei Linde eine Ausbildung zum Kupferschmied und absolvierte später ein Maschinenbau-Studium. Aufgrund seiner vielfältigen Erfahrungen in Fach- und Führungsaufgaben, hauptsächlich im Bereich Anlagen-Engineering, ist Max Bräutigam ein ausgewiesener Experte für Erdgas-Projekte. Sein besonderes Interesse gilt dem Einsatz von LNG in Kraftfahrzeugen, wofür er auch in mehreren Ausschüssen und Gremien tätig ist.



Johann Jürgen Clausen

Dipl.-Ing. Johann Jürgen Clausen (51) trat nach seinem Studium an der Fachhochschule München und der Technischen Universität München, Fachrichtung Maschinenbau, 1981 in die Linde AG ein. Seit 1984 befasst er sich intensiv mit der Kryotechnik, zunächst als Projektleiter für die Entwicklung, Fertigung und den Vertrieb einer Helium-Kälteanlage für MRI-Magneten (Magnetic Resonance Imaging, Kernspintomographen). Von 1992 bis 1997 war er zur Linde-Tochtergesellschaft Lotepro Corp., Valhalla (NY), delegiert. 1998 kehrte er nach Europa, genauer zur Linde Kryotechnik AG in Pfungen (Schweiz) zurück, wo er seit 2003 für den Vertrieb und das Marketing von Kryoanlagen zuständig ist.

LH₂ macht mobil

Vor wenigen Jahren noch galt es als Vision, heute ist es Realität: Wasserstofffahrzeuge im Verkehr. Bei der Form des Treibstoffs bietet sich flüssiger Wasserstoff (LH₂) als Alternative zum komprimierten gasförmigen Wasserstoff an. Die Betankung von Fahrzeugen mit flüssigem Wasserstoff erfordert einige besondere Vorrichtungen. Eine neu entwickelte Kupplung von Linde garantiert einen hermetischen, sauberen und verschüttungsfreien Weg vom Tanklager zum Fahrzeugtank. Sie sorgt für den sicheren und einfachen Umgang mit LH₂ und für kurze Betankungszeiten.

Flüssiger Wasserstoff (LH₂) mit einer Tieftemperatur von 20 K (-253°C) wird von der Gasindustrie seit mehr als 70 Jahren für die verschiedensten industriellen Anwendungen produziert. Vor 20 Jahren begannen auch die Autohersteller mit der Umsetzung von LH₂-Anwendungen in Prototypen ihrer Kraftfahrzeuge. Die zu erwartende öffentliche Nutzung von tiefgekühlten Treibstoffen, wie LH₂, wird geeignete, sichere und zuverlässige Lager- und Betankungseinrichtungen notwendig machen. Dabei wird sicheren und leicht zu bedienenden Betankungsanlagen, die mit den bestehenden Anlagen herkömmlicher Tankstellen zu vergleichen sind, eine besondere Bedeutung zukommen. Flüssiger Wasserstoff als Treibstoff bietet gegenüber der komprimierten gasförmigen Form (Druckgaswasserstoff, GH₂) eine Reihe von Vorteilen. Die innovativen Entwicklungen im Bereich der Betankungstechnik und beim Umgang mit LH₂ sorgen für kurze Betankungszeiten sowie für einen hohen Fahrzeugdurchsatz bei der Betankung.

Flüssigwasserstoff und Druckgaswasserstoff im Vergleich

Bei einem Vergleich von LH₂ und GH₂ stehen drei Aspekte im Mittelpunkt:

- Welchen Energieinhalt besitzt der vorliegende Aggregatzustand?
- Welcher Aufwand ist zum Erreichen eines bestimmten Aggregatzustands erforderlich?
- Welches Gesamtvolumen und Gewicht besitzen die verschiedenen Tanksysteme?

Der Energieinhalt der verschiedenen Aggregatzustände von LH₂ und GH₂ bei unterschiedlichen Drücken ist in **Abb. 1** erläutert. Bei einem LH₂-Tanksystem liegt der Betriebsnennndruck typischerweise im Bereich zwischen

0,1 MPa und 0,35 MPa. Für GH₂ gehen die Einschätzungen von einem heute üblichen Wert von 24 MPa und von 35 MPa in der nahen Zukunft aus. Das angestrebte technische Ziel liegt bei Drücken von bis zu 70 MPa. Wie der Abbildung zu entnehmen ist, besitzt LH₂ einen höheren spezifischen Energieinhalt als GH₂, und zwar nicht nur innerhalb des normalen Druckbereichs für die beiden Treibstoffe, sondern auch beim Vergleich mit dem angestrebten GH₂-Druck von 70 MPa und mehr.

Wie **Abb. 2** zeigt, liegt der zusätzliche Energieaufwand bei der Wasserstoffverflüssigung unter Einsatz eines Verflüssigers mittlerer Größe bei etwa 30% des spezifischen Energieinhalts. Zum Vergleich: Der gesamte Energieaufwand einer Gaskompressionseinheit beträgt bis zu 18 % des spezifischen Energieinhalts. Trotz dieses Missverhältnisses bietet der Einsatz von LH₂ bei Kraftfahrzeuganwendungen zahlreiche eindeutige Vorteile, die den höheren Aufwand zur Herstellung des flüssigen Aggregatzustands ausgleichen. Ein Vergleich der Lager volumina und der Lagergewichte (**Abb. 2**) verdeutlicht die Vorteile von LH₂, besonders im Hinblick auf den Einsatz als Kraftfahrzeugtreibstoff.

Beim Vergleich zwischen den verschiedenen Aggregatzuständen von Wasserstoff lohnt es sich, auch einen Blick auf die derzeit üblichen Methoden zum gewerblichen Transport von LH₂ und GH₂ zu werfen. In **Abb. 3** ist ein LH₂-Anhängerg dargestellt (Gesamtgewicht 40 Tonnen, Wasserstoff-Nutzlast 3.370 kg), der sechsmal mehr Wasserstoff befördern kann als ein GH₂-Anhängerg (**Abb. 4**).

Lagerung von Flüssigwasserstoff

Zur Lagerung von tiefgekühlten Flüssigkeiten, wie LH₂, sind spezielle Anlagen erforderlich. Bei diesen Kryostat genannten Geräten handelt es sich um doppelwandige Behälter mit einer Isolierung zwischen den beiden Behälterwänden. Damit keine oder möglichst geringe Wärmeverluste auftreten, müssen drei grundlegende Wärmeeintragsmechanismen berücksichtigt werden:

- Wärmestrahlung,
- thermische Konvektion und
- Wärmeleitung.

Um die Wärmezufuhr durch Wärmestrahlung auf ein Mindestmaß zu reduzieren, wird der Innenbehälter, der den tiefgekühlten Wasserstoff enthält, mit einer so genannten Mehrschichtisolierung ausgestattet. Diese ist

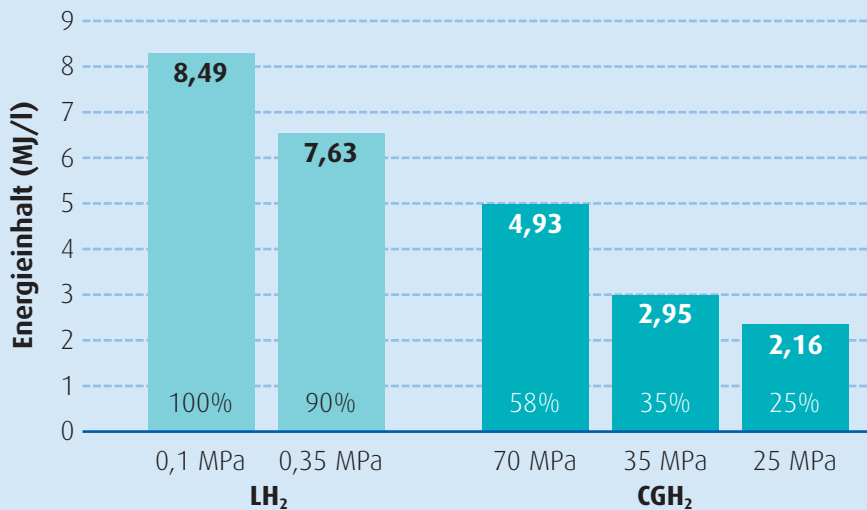


Abb. 1: Energieinhalt der verschiedenen Aggregatzustände von Flüssigwasserstoff (LH₂) und Druckgaswasserstoff (CGH₂) bei unterschiedlichen Drücken.

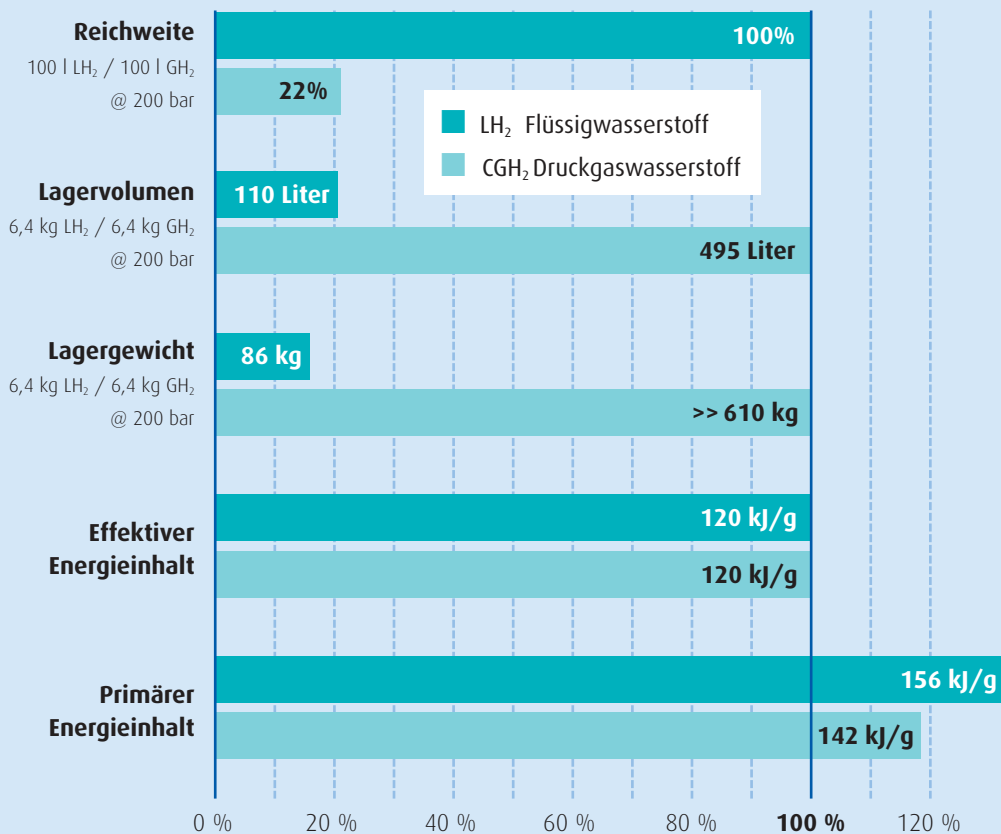


Abb. 2: Vergleich zwischen LH₂ und CGH₂ auf der Grundlage eines Verhältnisses von 6,4 kg Wasserstoff: LH₂ bei 0,1 MPa in einem vakuumisolierten Kryostat; CGH₂ bei 20 MPa in einer herkömmlichen Stahlflasche. Der primäre Energieinhalt entspricht der zur Kompression oder Verflüssigung des Wasserstoffs benötigten Energie. Ungefähr 15 % des Energieinhalts werden zur Kompression von Wasserstoff auf einen Druck von bis zu 200 MPa benötigt und ungefähr 28 % werden zur Verflüssigung benötigt.



Abb. 3:
Anhänger für den LH₂-Transport (Gesamtgewicht 40 Tonnen, Wasserstoff-Nutzlast 3.370 kg). Mit dem LH₂-Anhänger kann sechsmal mehr Wasserstoff als mit dem GH₂-Anhänger befördert werden.



Abb. 4:
Lkw mit GH₂-Anhänger (Gesamtgewicht 40 Tonnen, Wasserstoff-Nutzlast 530 kg bei 20 MPa).

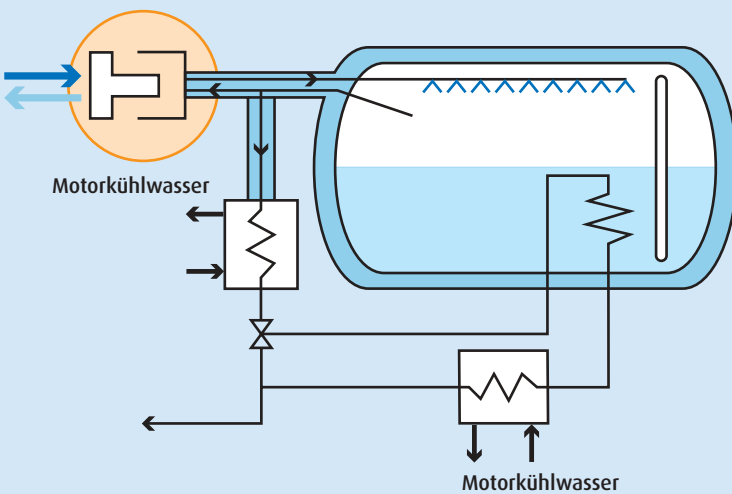


Abb. 5:
Typisches LH₂-Tanksystem in schematischer Darstellung.

aus einer Anzahl von Schichten zusammengesetzt, die jeweils aus einer Metallfolie und Abstandshaltern (Glaswolle in dünner Schicht) zwischen den einzelnen Folienschichten als thermische Sperre bestehen. Im Außenbehälter wird der isolierte Innenbehälter mit Hilfe von spezialkonstruierten Montagehalterungen befestigt. Das dabei entstehende Volumen zwischen den beiden Behältern wird leer gepumpt, um einen Wärmeeintrag durch thermische Konvektionsvorgänge zu vermeiden. Diese Art von Isolierung wird auch als Vakuumsuperisolierung bezeichnet. Um einen Wärmeeintrag durch Wärmeleitmechanismen zu vermeiden, sind besondere Kenntnisse in der Tiefkühltechnik erforderlich. Speziell bei der geeigneten Konstruktion und Werkstoffauswahl für die Innenhalterungen des Behälters und das Rohrsystem für die Injektion und Entnahme des Wasserstoffs kommen diese zum Tragen.

Minimale Verdampfungsverluste beim Betanken

Abb. 5 zeigt eine schematische Darstellung eines typischen LH₂-Tanksystems für Kraftfahrzeuge. Letztendlich richten sich das Layout, die Konstruktion und die Bemessung eines solchen Systems nach dem Einsatzbereich der Anlage, sei es in einem Bus, in einem Lastwagen oder in einem Pkw.

Die Form des Tiefkühlagerungssystems, d.h. des Kryostats selbst, muss an das beschränkte Platzangebot angepasst werden. Durch die Anpassung des Tanksystems an den im Fahrzeug zur Verfügung stehenden Montagebereich entstehen unterschiedlich große Nutzvolumina. Beispielsweise lässt sich das Nutzvolumen von ungefähr 50 % bei Installation eines herkömmlichen (zylindrischen) Tanksystems durch eine geschickte Gestaltung des Tanksystems auf fast 100 % steigern.

Neben der geeigneten Gestaltung des Tanksystems sind für die Lagerung von LH₂ in Kraftfahrzeugen noch weitere Spezialmaßnahmen erforderlich. Mit den gleichen Prinzipien wie eine Thermosflasche schützt ein isolierter LH₂-Tank den Flüssigwasserstoff gut vor einem unerwünschten Wärmeeintrag. Ein Gesetz der Physik besagt, dass tiefgekühlte Flüssigkeiten mit der Zeit durch die Einwirkung von Wärme auf das Tanksystem zu verdampfen beginnen. Dies wird auch als Verdampfungsverlust bezeichnet. Die Wärmeeinwirkung lässt sich auf ein Mindestmaß beschränken, aber nicht völlig vermeiden. Mit der Zeit steigt der Druck im Tank durch das Eindringen von Wärme an. Aufgrund dieses Effekts wird ein kritischer Druck erreicht, beispielsweise wenn das Fahrzeug für eine relativ kurze Dauer von ungefähr drei Tagen nicht benutzt wird, und es kommt zum Auftreten von untragbaren Wasserstoffverdampfungsverlusten.

Eine neue Entwicklung, für die bereits ein Patent angemeldet wurde, löst dieses Problem. Mit dieser Innovation verlängert sich die Dauer bis zum Auftreten von signifikanten Verdampfungsverlusten deutlich auf mehr als 12 Tage. Bei Betrieb des Fahrzeugs vergrößert

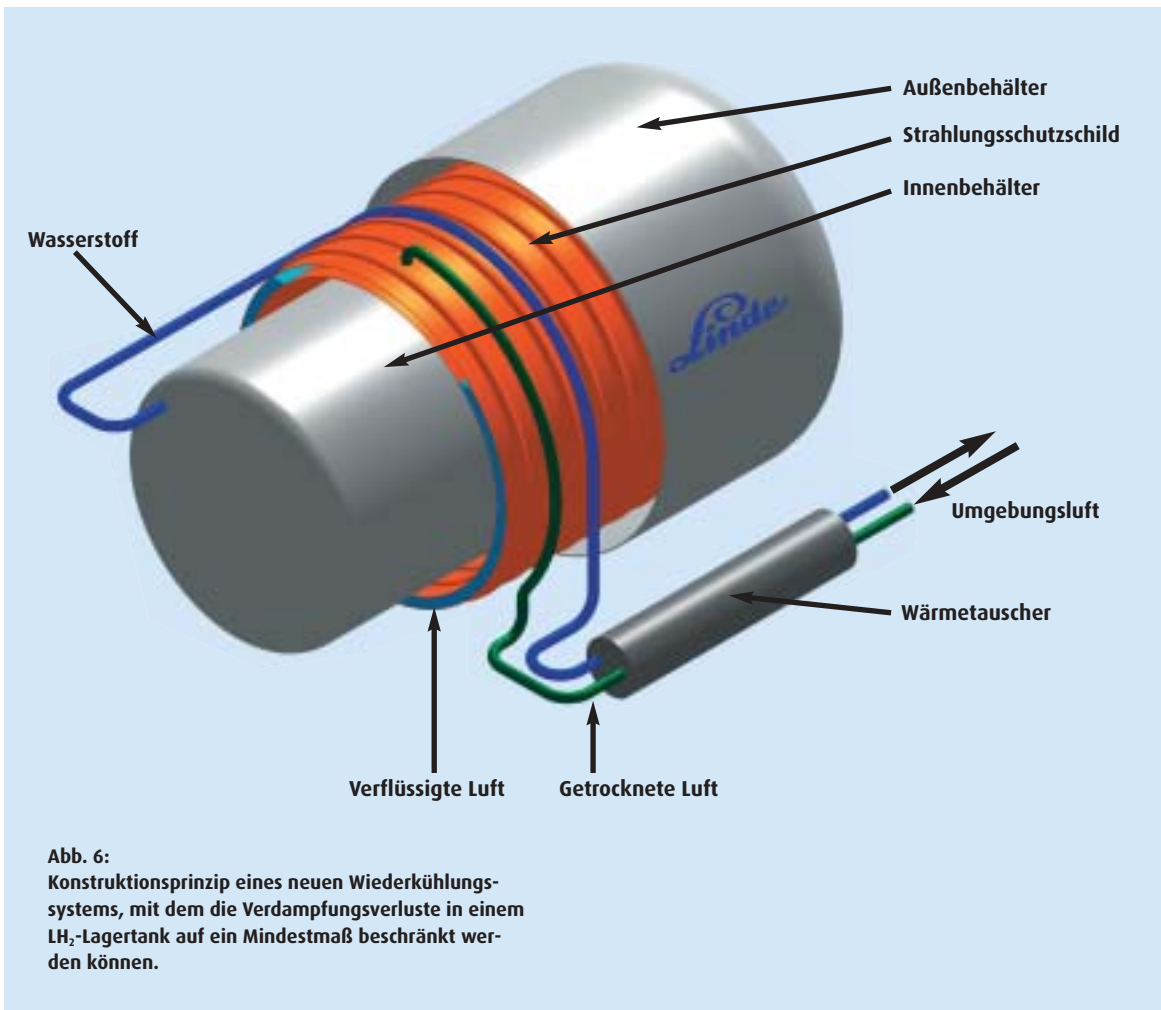


Abb. 6: Konstruktionsprinzip eines neuen Wiederkühlungssystems, mit dem die Verdampfungsverluste in einem LH₂-Lagertank auf ein Mindestmaß beschränkt werden können.

sich dieser Zeitraum noch mehr und im Extremfall kann der Verdampfungsverlust sogar ganz vermieden werden. Die Lösung besteht aus einem effizienten Wiederkühlungssystem zur Eindämmung der Verdampfungsverluste. Ein solches Wiederkühlungssystem mit der Bezeichnung CoolH₂ wurde von der Linde AG entwickelt (Abb. 6). Dabei wird die Umgebungsluft angesaugt, getrocknet und anschließend mit Hilfe der bei der Erwärmung des Wasserstoffs im Tank freiwerdenden Energie verflüssigt. Die tiefgekühlte verflüssigte Luft (-191°C) fließt anschließend durch einen Wasserkühlmantel, der den Innenbehälter umgibt, und wirkt somit wie eine Kältemaschine. Auf diese Weise lässt sich der Temperaturanstieg des LH₂ deutlich verzögern und die im flüssigen Wasserstoff gespeicherte Energie wird einer sinnvollen Nutzung zugeführt. Da das Kühlsystem in die bestehenden Isolierungsschichten des Tanks integriert werden kann, bleibt die Größe des Tanks unverändert.

In flüssiger Form (-253°C) besitzt Wasserstoff eine beträchtlich höhere Energiedichte als in der Gasform. Daher steht Kraftfahrzeugen mit LH₂ annähernd dieselbe Reichweite zur Verfügung, die auch mit herkömmlichen Treibstoffsystemen erreicht wird. Bisher wurde die bei der Verflüssigung im Wasserstoff gespeicherte Energie jedoch nicht sinnvoll genutzt, sondern mit einem Kühlwasser-Wärmetauscher abgeführt, da der Wasserstoff beim Betrieb einer Treibstoffzelle oder eines Verbrennungsmotors Raumtemperatur aufweisen muss.

Tiefkühl-Betankungsanlagen

Für die Überführung von tiefgekühlten Flüssigkeiten sind spezielle Transferleitungen erforderlich. Um einen zu hohen Wärmeeintrag beim Betankungs-/Wiederbefüllungsvorgang zu vermeiden, müssen die Transferleitungen gut isoliert sein. Zu diesem Zweck können ähnliche Isolierungsmethoden wie bei dem zuvor beschriebenen Tiefkühl-Lagerungssystem benutzt werden. Um auch die Bedienbarkeit der Systeme zu gewährleisten, müssen die Transferleitungen eine gewisse Flexibilität besitzen und sie müssen einen guten Anschluss und eine gute Entriegelung ermöglichen.

Das schwächste Glied in der Transferkette von tiefgekühlten Flüssigkeiten ist der abnehmbare Teil, die so genannte „Tiefkühlkupplung“. Die Oberfläche des Verbindungsteils der beiden Tiefkühltransferleitungen muss so konstruiert sein, dass eine angemessene Wärmeisolierung gewährleistet ist. Tendenziell ist dies ein kostenintensiver, empfindlicher und nicht absolut fehlerfreier Prozess. Bei den herkömmlichen Tiefkühlkupplungen ist die Bedienung durch erfahrenes Spezialpersonal erforderlich, das mit Schutzhandschuhen und Schutzbrille ausgestattet ist. Durch Wärmeleckagen können die beiden Leitungen aneinander festfrieren,

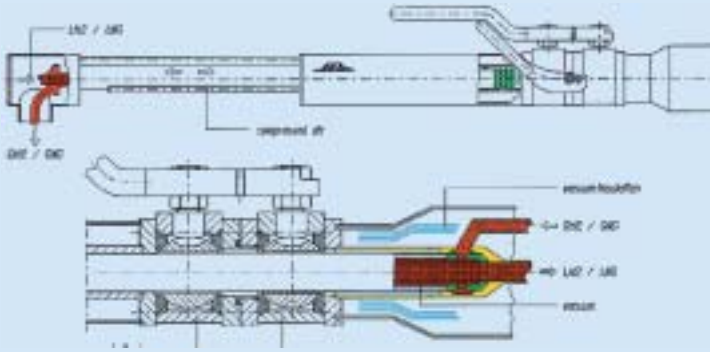


Abb. 7: Konstruktionsprinzip der von der Linde AG entwickelten tiefkalten coaxialen Clean Break-Kupplung.



Abb. 8:
Für die weltweit erste Flüssigwasserstoff-Tankstelle am Flughafen München hat Linde die vollautomatische Tankanlage errichtet und stellt zudem den nötigen Flüssigwasserstoff bereit.

so dass sie nur noch unter Erwärmen mit großem Zeitaufwand getrennt werden können. Außerdem müssen die Komponenten nach jedem Gebrauch gereinigt werden.

Um dieses Problem zu vermeiden, entwickelte Linde vor neun Jahren eine neuartige Tiefkühlkupplung. Diese Kupplung erfüllt alle Grundanforderungen für die öffentliche Nutzung und wurde seit ihrer Einführung stetig weiter verbessert.

Die hermetische Clean Break-Kupplung

Das Konstruktionsprinzip der Kupplung ist in **Abb. 7** dargestellt. Die beiden Gegenstücke – eines auf der Fahrzeug-, das andere auf der Tankstellenseite – bestehen jeweils aus einem Kugelhahn als wichtigstem Bauteil, der im Normalzustand geschlossen ist. Nur bei einer Verbindung der beiden Gegenstücke können die Kugelhähne gemeinsam geöffnet werden. Dadurch entsteht ein rohrförmiges Volumen, das von der Umwelt hermetisch versiegelt ist. Im Inneren dieses rohrförmigen Volumens reicht der „Kältefinger“ der Tankstellenseite tief in sein Gegenstück auf der Fahrzeugseite hinein. So entsteht eine coaxiale, gut isolierte und hermetisch versiegelte Verbindung zwischen den beiden Kupplungsteilen.

Durch die separat isolierte innerste Leitung dieser Verbindung erfolgt der Transfer des tiefgekühlten LH₂ von der Tankstelle in das Tanksystem des Fahrzeugs. Zur Belüftung leitet eine ebenfalls isolierte coaxiale Außenleitung entstehendes Gas zur Tankstelle zurück. Nachdem der Tank gefüllt ist, wird der Kältefinger in eine sichere und abgedeckte Stellung im Inneren der Tankstellenseite der Kupplung zurückgezogen. Das innere Gegenstück auf der Fahrzeugseite der Kupplung bleibt ebenfalls in seiner sicheren und abgedeckten Stellung. Erst nach dem Zurückziehen des Kältefingers können die Kugelhähne geschlossen und die Kupplung abgenommen werden.

Die Kupplung kann abgenommen werden, ohne dass sie sich erwärmt oder durchspült und gereinigt werden müsste. Der nächste Betankungsvorgang kann ohne Verzögerung erfolgen und es entsteht keine Wartezeit zwischen zwei aufeinanderfolgenden Betankungsvorgängen.

Bei einem LH₂-Fahrzeugtanksystem mit einem Treibstoffvolumen von ungefähr 100 l dauert dieser Betankungsvorgang weniger als 2 Minuten. Im Vergleich zu dem herkömmlichen LH₂-Betankungsverfahren erweist sich dieser Betrieb als viel schneller, sicherer und einfacher. Das bei der Abkühlung des Tanksystems entstehende Gas wird über die coaxiale LH₂ Clean Break-Kupplung zur Tankstelle zurückgeführt.

Die herausragenden Merkmale der hermetischen Clean Break-Kupplung lassen sich wie folgt zusammenfassen:

- einfach und sicher im Gebrauch
- Reduzierung der LH₂-Verluste auf ein Mindestmaß

- Vermeidung von kalten Ventilen
beschränkt Kondensation und Kontamination
auf ein Mindestmaß
- kurze Betankungs-/Wiederbefüllungsdauer
- kurze Ankopplungs-/Entriegelungsdauer
- hohe Betankungsrate (Anzahl von betankten
Fahrzeugen pro Zeiteinheit)
- hohes zusätzliches Optimierungspotenzial.

Tankstellen für Flüssigwasserstoff

Zur Versorgung von Kraftfahrzeugen mit LH₂ sind entsprechend ausgestattete Tankstellen erforderlich. Eine solche Tankstelle muss an einen geeigneten LH₂-Lagertank angeschlossen sein und mit den notwendigen Anlagen zum Tiefkühltransfer vom Lagertank zum Treibstofftank des Fahrzeugs ausgestattet sein. Ein manueller Betankungs-/Wiederbefüllungsvorgang an einer LH₂-Tankstelle mit der bisherigen LH₂-Technologie läuft typischerweise wie folgt ab: Die Ankopplung erfolgt manuell. Mit Hilfe einer Druckknopfsteuerung an der Tankstelle wird die Kupplung mit gasförmigem Helium geflutet, um das kleine Volumen, das von den miteinander verbundenen Gegenständen eingeschlossen wird, zu reinigen. Ein handbetriebener Verriegelungsmechanismus sorgt für eine gasdichte Verbindung zwischen dem Treibstofftank des Fahrzeugs und der Tankstelle. Mit Hilfe eines zweiten Hebels werden die Kugelhähne auf der Fahrzeugseite und der Tankstellenseite gleichzeitig geöffnet. Der Kältefinger im Inneren der tankstellenseitigen Kupplung wird pneumatisch in die fahrzeugseitige Kupplung hineinbewegt, so dass für eine geeignete Tiefkühlverbindung gesorgt ist. Sobald der Tank voll ist, hält ein vom Fahrzeug abgegebenes Signal („Betankung abgeschlossen“) den Betankungsvorgang automatisch an. Der Kältefinger wird zurückgezogen, die Kugelhähne geschlossen und der Verriegelungsmechanismus freigegeben. Im letzten Schritt wird der Anschluss manuell in seine Halterung zurückgebracht.

Eine öffentliche LH₂-Tankstelle dieses Typs, die mit der beschriebenen hermetischen Clean Break-Kupplung ausgestattet ist, ist am Flughafen München in Betrieb (**Abb. 8**).

This is an edited and abridged version of an article that will appear in the Handbook of Fuel Cells, to be published by John Wiley & Sons Ltd. in 2003.

Abstract

Diese Übersicht beschäftigt sich mit dem Einsatz von Flüssigwasserstoff als Kraftfahrzeugtreibstoff im Vergleich zu komprimiertem gasförmigem Wasserstoff. Nach einem Vergleich des Energieaufwands zur Verflüssigung bzw. Gaskompression wird für die beiden alternativen Treibstoffkonzepte das Gewicht der Wasserstoffnutzladung in Relation zum Transportfahrzeuggewicht untersucht. Für LH₂-Tanks werden die optimale Gestaltung und Konstruktion diskutiert und anschließend eine weitere wichtige Frage näher beleuchtet, nämlich wie der Flüssigwasserstoff auf schnelle und einfache Weise von einem Lagertank zum Fahrzeug befördert werden kann.

Der Autor



Joachim Wolf

Dr. Joachim Wolf (51), Diplom-Physiker, koordinierte vor seinem Eintritt in die Linde AG 1987 eine Tieftemperatur-Forschungsgruppe am Max-Planck-Institut für Metallforschung in Stuttgart. Beim Linde-Geschäftsbereich Engineering in München arbeitete er an der Entwicklung des Satelliten ISO (Infrared Space Observatory) mit. 1990 wurde er Leiter Weltraumtechnik, später Leiter Alternative Kraftstoffe und Helium-Systeme im Geschäftsbereich Gas. Seit 2002 ist Joachim Wolf verantwortlich für den im Rahmen der strategischen Unternehmensentwicklung neu geschaffenen „virtuellen Geschäftsbereich Wasserstoff“, der alle Aufgaben und Projekte auf diesem Gebiet koordiniert.

Sichere Temperaturführung

In der Feinchemie spielen Prozesse mit tiefen Temperaturen eine zunehmend wichtigere Rolle. Heute werden für Synthesen und Kristallisationsprozesse beispielsweise Temperaturen von bis zu -110°C benötigt. Das stellt besondere Anforderungen an das Temperiersystem von chemischen Reaktoren.

Die Entwicklung auf dem Gebiet der Feinchemie ist unter anderem gekennzeichnet durch die wirtschaftliche Erschließung neuer Produkte und Technologien. Dabei spielen Tieftemperaturprozesse eine wichtige Rolle. Vor allem Synthesen aber auch Kristallisationen werden zunehmend bei tieferen Temperaturen durchgeführt, um

- die Selektivität zu verbessern,
- die Kosten für die Aufarbeitung der Produkte zu senken und
- eine hohe Produktqualität zu erreichen.

Während in der Vergangenheit oft Temperaturen von -20°C bis -40°C ausreichend waren, werden heute zunehmend Temperaturen bis -110°C benötigt.

Die Erzeugung von Temperaturen unter -40°C erfolgt in der Feinchemie und Pharmazie oft am effektivsten durch die Anwendung von flüssigem Stickstoff, der bei einem Druck von 1,013 bar einen Siedepunkt von -195,8°C besitzt. Das hat vor allem folgende Gründe:

- Kältemaschinen sind für diese Temperaturen teuer
- Meistens handelt es sich um Batchprozesse, die keine kontinuierliche Kälteleistung erfordern
- Der gasförmige Stickstoff kann auch zur Inertisierung sowie für Spülprozesse eingesetzt werden

Häufig werden Tieftemperatursysteme für die unterschiedlichen Anforderungen in der Chemie und Pharmazie, verbunden mit einer effektiven und zuverlässigen Stickstoffversorgung, benötigt. Dazu wurden in Zusammenarbeit mit der chemischen Industrie und dem Anlagenbau sowohl standardisierte als auch kundenspezifische Lösungen entwickelt, die kontinuierlich optimiert werden.

Anwendungsgebiet

Hauptanwendungsgebiete für Tieftemperatur-Systeme sind Synthesen [1] und auch Kristallisationen in der Feinchemie und Pharmazie. In diesen Industriezweigen können sowohl das tiefe Temperaturniveau als auch die Kältekapazität und die inertisierende Wirkung des Stickstoffs vorteilhaft für die Prozessführung genutzt werden.

Typische Tieftemperaturprozesse sind [1]:

- Asymmetrische Synthesen
- Birch-Hückel-Reduktion (Hydrierung aromatischer Verbindungen mit Natrium und Ammoniak)
- Grignard-Synthese
- Reduktion von Metallhydriden
- Wittig-Reaktion
- Niedrig-Temperatur-Kristallisation

Standardisierte Anlagen werden bevorzugt in der pharmazeutischen Industrie eingesetzt. Sie haben den Vorteil, dass sie schneller verfügbar und preisgünstiger sind. Dagegen ermöglichen es maßgeschneiderte Anlagen auf der Basis standardisierter Bearbeitungsmethoden und Anlagenelemente, einen breiteren Anwendungsbereich bezüglich Temperatur und Leistung kostengünstig zu verwirklichen. Weiterhin können die speziellen Bedürfnisse des Kunden schon bei der Konzipierung der Anlage berücksichtigt werden. Dazu gehören beispielsweise:

- Werkstoffe
- Verwendung spezieller Mess- und Regeleinrichtungen
- Einbindung in vorhandene Temperiersysteme
- Einbindung in das Prozessleitsystem
- Berücksichtigung von Werksvorschriften

Methoden der Kühlung

Für die Kühlung von Prozessen der chemischen Industrie mit flüssigem Stickstoff haben sich unterschiedliche Methoden herausgebildet:

- Direkte Kühlung der Reaktionsmasse durch Einspeisung von flüssigem Stickstoff

- Kühlung des Reaktorinhaltes durch das Einspeisen von flüssigem Stickstoff in eine eingebaute Kühlschleife oder in einen Kühlmantel
- Kühlung und/oder Erwärmung des Reaktors über einen Sekundärkreislauf, wobei die Kühlung des Wärmeträgers mit flüssigem Stickstoff erfolgt

Zunehmend bevorzugt wird Variante 3. Einerseits wegen der hohen Anforderungen an die Einhaltung der vorgegebenen Temperaturen, andererseits wegen der Tatsache, dass man es häufig mit einer Kette von Prozessschritten zu tun hat, bei der die einzelnen Schritte auf unterschiedlichen Temperaturniveaus (z. B. in einem Batch-Reaktor) zu realisieren sind.

Dazu werden das Heizen und Kühlen in einem Heiz- und Tieftemperatursystem integriert. Die Vorteile einer solchen Lösung sind:

- Mehrere Prozessschritte sind in einem Reaktor durch einfach gesteuerten Temperaturwechsel möglich
- Effektiver Prozessablauf durch schnell veränderbare Prozesstemperaturen
- Kurze Abkühl- und Aufheizzeiten
- Prozesssicherheit über präzise Temperaturwahl
- Hohe Flexibilität durch leicht modifizierbare Temperaturprofile

Wärmeträger

Für das Tieftemperatursystem wird ein Wärmeträger benötigt, der die Realisierung eines sehr weiten Temperaturbereiches ermöglicht. Die Temperaturbereiche liegen z. B. zwischen - 120°C und + 130°C. Kriterien für die Auswahl der Wärmeträger sind:

- Viskosität
- Festpunkt
- Thermische Stabilität
- Korrosionseigenschaften (nicht korrosiv gegenüber den üblichen Stählen)
- Preis

Die Viskosität ist ein besonders wichtiges Kriterium für die Gewährleistung einer guten Pumpfähigkeit. Der Festpunkt ist von Bedeutung, um das Anfrieren des Wärmeträgers an der Wärmetauscherwand zu vermeiden.

Die häufig eingesetzten Wärmeträgeröle sind von etwa - 80°C bis + 260° C einsetzbar. **Abb. 1** zeigt die Einsatzgebiete ausgewählter Wärmeträger, die insbesondere unter dem Gesichtspunkt des Einsatzes für tiefe Temperaturen ausgewählt wurden. Für den tiefen Temperaturbereich kommen auch noch andere Wärmeträger in Frage, beispielsweise 2- Methylpentan.

Wärmetauscher

Entscheidend für die Leistungsfähigkeit der Anlage sind die Auswahl und die Auslegung der Wärmetauscher. Die Auswahl der Wärmetauscher hängt von folgenden Kriterien ab:

- Temperaturbereich
- Wärmeträger
- Zulässiger Druckverlust
- Platzbedarf

Eingesetzt werden vor allem Rohrbündel-Wärmetauscher und Platten-Wärmetauscher. Rohrbündel-Wärmetauscher werden deswegen verwendet, weil sie einen geringen Druckverlust verursachen und vor allem unempfindlich gegenüber großen Temperaturspreizungen sind. Bei Rohrbündel-Wärmetauscher in einem Sekundärkreislauf wird in der Regel der verdampfende Stickstoff durch die Rohre und das Wärmetauscher-Medium durch den Mantelraum geleitet. Das ist vorteilhaft, weil dadurch die Gefahr der Vereisung des Wärmetauschers verringert bzw. eine geringfügige Vereisung akzeptiert werden kann.

Platten-Wärmetauscher dagegen führen zu höheren Druckverlusten und sind empfindlich gegen Vereisungen. Auch bezüglich des Temperaturbereiches gibt es Einsatzgrenzen, die unbedingt zu beachten sind. Platten-Wärmetauscher sind aber preiswerter und benötigen weniger Platz.

Für die Auslegungsberechnungen stehen verschiedene Rechenprogramme zur Verfügung, die mit Erfahrungswerten an die Problemstellung angepasst werden. Von besonderer Bedeutung ist dabei die richtige Ermittlung des Gasanteils des Stickstoffstromes im Wärmetauscher. Er hat großen Einfluss auf die Leistungsfähigkeit des Wärmetauschers.

Markenname	Chemische Bezeichnung	Anwendungsbereich in °C	Siedepunkt in °C	Gefrierpunkt in °C	Literatur
Paracryol Oil	Aliphatische Kohlenwasserstoffe	- 39 bis 180	192	- 274	[2]
Marlotherm X	Alkylbenzole	- 80 bis 315	~ 180		[3]
GILOTHERM 12	Synthetische Kohlenwasserstoffe	- 85 bis 260	59		[4]
Syltherm XLT	Dimethyl Polysiloxan	- 100 bis 260	47	- 111	[5]
Methylcyclopentan	Methylcyclopentan	- 120 bis 130	72	-142	[6]

Abb. 1: Übersicht über ausgewählte Wärmeträger

Tieftemperatursystem

Als Beispiel wird ein Tieftemperatursystem vorgestellt, das entsprechend den spezifischen Anforderungen des Kunden entwickelt und gebaut wurde. Verschiedene technische Daten und Anforderungen waren dabei vorgegeben.

- Temperaturbereich: - 110° C bis + 130° C
- Kühlmittel: flüssiger Stickstoff
- Wärmeträger im Sekundärkreislauf: Methylcyclopentan
- Maximaler Druck im Wärmeträgerkreislauf: 10 bar
- Kühl- und Heizleistung: jeweils 25 kW

Anforderungen:

- Ex-Bereich Zone 1
- Geringer Platzbedarf
- Schnelles Umschalten von Heizen auf Kühlen und umgekehrt
- Speicherprogrammierbare Steuerung (über einen Profibus mit dem übergeordneten Prozessleitsystem verbunden)
- Expansionsgefäß zum Ausgleich temperaturbedingter Volumenänderungen

Abb. 2:
Kryogenes Temperatursystem ohne Isolation für eine Reaktorkühlung

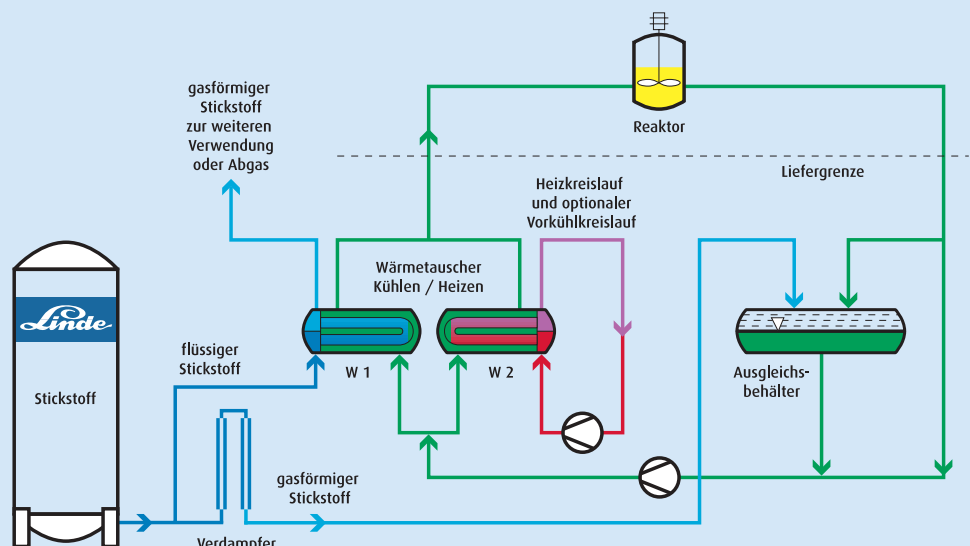


In diesem Fall handelt es sich um die Temperierung eines Reaktors, in dem sich die zu kühlende oder zu erwärmende Reaktionsmasse befindet. Der Reaktor besitzt eine Rohrschlange am äußeren Umfang, die von einem Wärmeträger durchströmt wird. Die erforderliche Temperatur des Wärmeträgers wird durch das kryogene Temperiersystem realisiert.

Wie aus **Abb. 3** hervorgeht, sind die Kernstücke des Systems ein Wärmetauscher zum Kühlen (W1) und ein Wärmetauscher zum Heizen (W2), die entsprechenden geschlossenen Kreisläufe und der Ausgleichsbehälter. Im Wärmetauscher W1 wird der Wärmeträger Methylcyclopentan mit flüssigem Stickstoff abgekühlt. Das gekühlte Methylcyclopentan wird dann zum Reaktor gefördert und kühlt diesen und die Reaktionsmasse auf die erforderliche Reaktionstemperatur ab. Zum Erwärmen wird ebenfalls Methylcyclopentan verwendet, das durch den Wärmetauscher W2 aufgeheizt wird. Die Volumenänderungen des Methylcyclopentans durch die verschiedenen Solltemperaturen werden durch einen Ausgleichsbehälter kompensiert. Diese Volumenänderung beträgt etwa 30 %, wenn sich die Temperaturen zwischen -110°C und 130°C bewegen. Gesteuert wird die Temperatur des Wärmeträgers durch ein Prozessleitsystem, das über Regelventile die Energiezufuhr durch den flüssigen Stickstoff und den Heizkreislauf regelt.

Die Versorgung des Kühlsystems mit flüssigem Stickstoff erfolgt aus einem Vakuum isolierten, druckregulierten Tank und über eine ebenfalls Vakuum isolierte Zuleitung. Neben der Versorgung mit flüssigem Stickstoff ist im Bedarfsfall auch eine Stickstoffversorgung in gasförmigem Zustand möglich. Diese erfolgt dann gesondert über einen luftbeheizten Flossenverdampfer, ohne Fremdenergie, oder einen mit Dampf beheizten Wasserbadverdampfer. Wird gasförmiger Stickstoff bei höherem Druck benötigt, ist es häufig günstiger, ihn über einen gesonderten Tank bereitzustellen.

Abb. 3:
Grundfließbild des Heiz- und Temperiersystems mit Reaktor



Aufbau und Schnittstellen der Anlage

Mit dem Ziel eine möglichst kompakte Anlage für den Heiz- und Kühlkreislauf des Reaktors zu bauen, sind innerhalb eines Rahmen mit einer Länge von 3100 mm, einer Breite von 1800 mm und einer Höhe von 2400 mm, alle notwendigen Aggregate untergebracht worden (**Abb. 2**). Dazu zählen die beiden Wärmetauscher, der Ausgleichsbehälter, das redundante Pumpenpaar sowie alle für den Betrieb erforderlichen Ventile (fern- und handbetätigbar) und die Feldinstrumentierung. Der in der Anlage verarbeitete Werkstoff ist Edelstahl 1.4571 oder höherwertig. Der zulässige Betriebstemperaturbereich beträgt für alle Bauteile minus 200 °C bis plus 200 °C und der zulässige Betriebsdruck liegt bei -1 bar bis +16 bar. Für den Betrieb der Anlage sind zur Verfügung zu stellen:

- elektrische Energie für den Antrieb der Förderpumpen
- Druckgasversorgung für die pneumatisch betätigten Ventile
- Rohrleitungsanschlüsse für den Vor- und Rücklauf des Energieträgers, gegebenenfalls für den Vor- und Rücklauf des Wärmeträgers, für die Stickstoffversorgung und das entstehende Abgas, die Brandentleerung, die Systembefüllung und für die Sammelleitung der Sicherheitsventile.

Ausblick

Derzeit arbeitet Linde an einer Weiterentwicklung des Temperiersystems. Dabei geht es vor allem darum, das Anwendungsspektrum des Systems gezielt zu erweitern.

Literatur

- [1] **LESAR, JEFFRAY, A.:** *Constructing a Frigid Process Facility*, Chemical Engineering, June 2001, S. 74-78
- [2] Produktinformation von Sulzer
- [3] **HOLSTEIN, E.; HONS, G.:** Sicherheit bis 360°C, cav 2/2000, S.14
- [4] Produktinformation von Monsanto Europe, S.A.
- [5] Produktinformation von DOW
- [6] Patentschrift DE 42 40306 C2, Patentinhaber Bayer AG, Leverkusen

Abstract

Ausgehend von Übersichten zur Anwendung von Tieftemperatursystemen, den Methoden der Kühlung sowie zur Auswahl von Wärmeträgern und Wärmetauschern wird ein kryogenes Temperiersystem dargestellt, das zur effektiven Kühlung und Heizung von chemischen Reaktoren eingesetzt wird.

Die Autoren



Hans-Jürgen Reinhardt

Dr.-Ing. Hans-Jürgen Reinhardt hat nach seinem Studium der Verfahrenstechnik, Promotion und langjähriger Tätigkeit in der chemischen Industrie 1996 zur Linde AG, Geschäftsbereich Gas, gewechselt. Er ist dort als Abteilungsleiter für die Entwicklung und Einführung von Verfahren und Hardware zur Gaseanwendung in Raffinerien und in der chemischen Industrie zuständig. Im Mittelpunkt seiner gegenwärtigen Tätigkeit stehen neben Stickstoffanwendungen Prozesse für den Sauerstoffeinsatz.



Dieter Dürr

Dipl.-Ing. Dieter Dürr, ebenfalls beim Geschäftsbereich Gas der Linde AG in Unterschleißheim tätig, ist Projektmanager im Bereich Marktentwicklung Chemie. Bevor er 1982 in das Unternehmen eintrat, war er an der Universität München und im Maschinenbau-Sektor aktiv. Ein Schwerpunkt seiner Arbeit war in den letzten Jahren die Entwicklung und Konstruktion von Hardware für Stickstoffanwendungen, insbesondere für Entgratungs- und Kühlanlagen.

Hochleistungs-Absperrklappe für Rohrleitungen mit tiefkalten Flüssigkeiten

Dicht bei tiefen Temperaturen

In kryogenen Prozessanlagen und Tanklagern ist die Dichtigkeit zwischen den tiefkalten Flüssigkeiten und der Atmosphäre sehr wichtig. Denn: Verluste der Flüssigkeiten sind teuer. Die hohen Druck- und Temperaturdifferenzen in den Anlagen stellen besondere Anforderungen an die Dichtungselemente. Eine neu entwickelte Hochleistungs-Absperrklappe von Linde-MAPAG gewährleistet störungsfreien Betrieb und eine lange Lebensdauer.

Prozessanlagen arbeiten seit Jahren vollautomatisch und werden mittels Prozessleitsystemen gesteuert und überwacht. Einige Betreiber haben dazu zentrale Leitstellen eingerichtet. Von dort können die Anlagen auch über große Entfernungen betrieben und überwacht werden. Die Betreiber stellen hohe Anforderungen an

- Verfügbarkeit,
- Betriebssicherheit,
- minimalen Wartungsaufwand,
- hohe Wirtschaftlichkeit und
- höchste Produktreinheit.

Dies gilt in gleichem Umfang für Tieftemperatur-Prozessanlagen wie Luftzerlegungsanlagen, LNG-Anlagen, Wasserstoffanlagen sowie Heliumanlagen. Durch die ständig wachsenden Anforderungen an die Prozessanlagen steigen äquivalent auch die Anforderungen an die einzelnen Aggregate.

Die Linde AG hat sich im Werk MAPAG diesen Herausforderungen gestellt und eine Tieftemperatur-Absperrklappe für die Installation in Rohrleitungen mit tiefkalten Flüssigkeiten bis -270°C entwickelt. Diese Absperrklappe erfüllt höchste Anforderungen bezüglich Dichtigkeit bei hohen Differenzdrücken. Der Druckbereich für die Tieftemperatur-Absperrklappe ist von Vakuum bis 400 bar und Nennweiten bis DN 2500 mm. Der Einsatz für die Tieftemperatur-Absperrklappe erfolgt für die flüssige Form von Sauerstoff, Stickstoff, Argon, Wasserstoff, Helium und LNG.

Die Absperrklappen werden in kryogenen Prozessanlagen und Tanklagern vorwiegend zur Isolierung oder wechselseitigem Betrieb von Aggregaten wie Pumpen oder Verdampfern eingesetzt. Ihre Hauptaufgabe ist es, bei Wartungsarbeiten die tiefkalten Flüssigkeiten mit unter Umständen hohen Drücken gegen die Atmosphäre abzublocken bzw. abzudichten. Dadurch ist eine für das Wartungspersonal sichere und schnelle Wartung der Aggregate gewährleistet. Der Verlust an teurer tiefkalter Flüssigkeit ist dabei sehr gering.

Anwendung in der Raumfahrt

Konstruktion und Leistungsmerkmale haben auch die NASA von der hohen Qualität der neuen Absperrklappe überzeugt. Seit 1999 sind Klappen dieses Typs bei der NASA in der Space Engineer Test Facility erfolgreich im Einsatz für die Absperrung von Flüssig-Wasserstoff und Flüssig-Sauerstoff. Durch diese NASA-Entscheidung wurde das Spitzendesign, die hohe Qualität und die Zuverlässigkeit der Absperrklappe bestätigt.

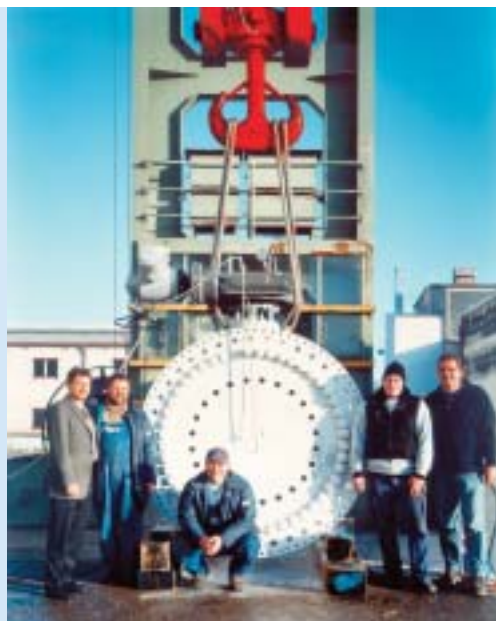


Abb. 1:
Ein Team von Linde-MAPAG
bei der Montage der neuen
Absperrklappe

Besondere Konstruktionsmerkmale

Alle zum Einsatz kommenden Materialien wurden für tiefe Temperatureinsätze entsprechend ausgewählt. Das Absperrklappen-Gehäuse sowie die Absperrklappen-Scheibenmaterialien wurden nach AD Merkblatt W10 1.4581 / 1.4308 und nach ASTM A351 CF8M oder CF3 ausgelegt.

Lagerspiele sind so ausgewählt, dass die Absperrklappe im warmen Bereich, d.h. bei Umgebungstemperatur, sowie im Betriebszustand leichtgängig bedienbar bleibt. Bei rapiden Temperaturänderungen bleibt die Funktionssicherheit gewährleistet.

Die Schnittstelle zwischen Antrieb und Absperrklappe ist so konzipiert, dass bei Demontage und erneuter Montage des Antriebs die werkseitige Justierung der Absperrklappen-Scheibe zu den Dichtelementen im Klappengehäuse nicht beeinträchtigt wird. Damit ist selbst nach Wartungsarbeiten die Sicherheit der Dichtheit dieser Absperrklappe voll gewährleistet.

Zwischen Antrieb und Absperrklappen-Scheibe ist eine verlängerte Welle mit Überrohr angeordnet, um den

Wärmeeinfall von der Atmosphäre zum flüssigen Medium zu minimieren. Als Antrieb kann ein pneumatischer, elektrischer, hydraulischer oder manueller Antrieb gemäß Spezifikation für die Absperrklappe ausgewählt werden.

Die Fertigung der einzelnen Bauteile erfolgt mit NC gesteuerten Maschinen. Der Qualitätskontrolle nach festgelegten Fertigungsschritten wird größte Priorität beigemessen, um die in einer Spezifikation gestellten Anforderungen sicher zu erfüllen. Nachdem alle gefertigten, kontrollierten und gereinigten Bauteile vorliegen, erfolgt der Zusammenbau in einer speziellen Montagefläche. Weitere mechanische Arbeitsschritte sind abgeschlossen.

Antrieb und Absperrklappe werden gemäß den Vorgaben der Spezifikation zusammengebaut und justiert. Jede Absperrklappe wird vor Versand gemäß dem geforderten Standard einem Funktions- und Dichtheits-Test unterzogen.

Darüber hinaus können weitere Tests nach den bekannten internationalen „Tiefemperatur-Test-Normen“ sowie der Linde-MAPAG eigenen „Tiefemperatur-Test-Prozedur“ vor Versand durchgeführt werden. Für diese Tests stellen Luftzerlegungsanlagen von Linde jederzeit den dafür notwendigen Flüssig-Stickstoff zur Verfügung.

Dichtsystem für Einsatz in Flüssig-Stickstoff, Flüssig-Sauerstoff und LNG.

Das Dichtsystem besteht aus einer von Linde-MAPAG entwickelten Kombination aus PTFE und Kupfer. Dieses Dichtsystem dichtet bei rapiden Temperaturveränderungen die Absperrklappe sicher und wird hauptsächlich bei Pumpen-Absperrungen im Tieftemperaturbereich eingesetzt. Im sogenannten Tieftemperatur-Test bei Linde-MAPAG ergab die gemessene Leckage bei -196°C $5 \times \text{NPS cm}^3/\text{min}$ mit Helium.

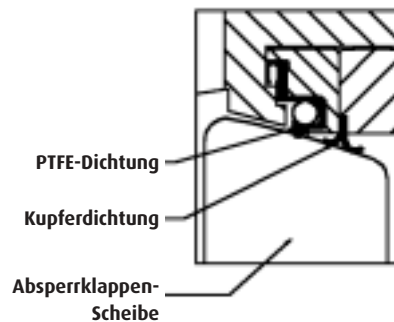
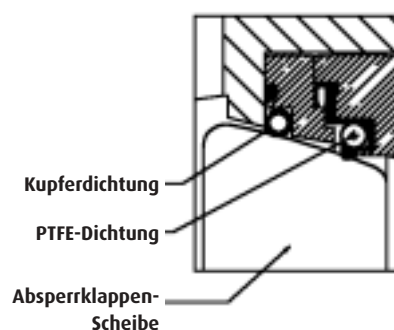


Abb. 2: Das Dichtsystem im Gehäuse ist für unterschiedliche Betriebsfälle und Einsatzzwecke ausgelegt.

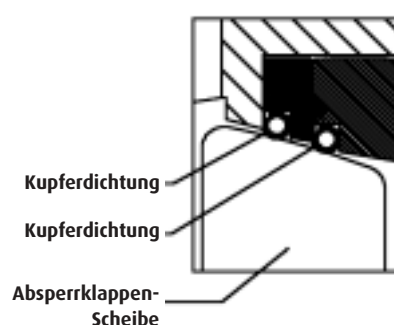
Dichtsystem für Einsatz in Flüssig-Wasserstoff

Dieses Dichtsystem besteht aus einer Kombination aus einem Kupfer- und einem PTFE-Dichtelement. Beide Dichtelemente werden von einer Feder unterstützt, um die Dichtheit bei jeder Temperaturschwankung zu gewährleisten. Im sogenannten Tieftemperatur-Test bei Linde-MAPAG ergab die gemessene Leckage bei -196°C $0,1 \text{ mbar} \times 1/\text{s}$ mit Helium. Diese Absperrklappe wird hauptsächlich in Flüssig-Wasserstoff-Anlagen wie z.B. der Space Engineer-Test Facility eingesetzt.



Dichtsystem für Einsatz in Flüssig-Helium

Das Dichtsystem besteht aus einer Kombination aus zwei federunterstützten Kupfer-Dichtelementen. Dieses Dichtsystem wird hauptsächlich bei extremen Tieftemperaturen eingesetzt. Im sogenannten Tieftemperatur-Test bei Linde-MAPAG ergab die gemessene Leckage bei -196°C $0,1 \text{ mbar} \times 1/\text{s}$ mit Helium.



Fazit und Ausblick

Linde-MAPAG hat mit dieser Hochleistungs-Tiefemperatur-Absperrklappe ein hochwertiges Produkt entwickelt, das den höchsten Anforderungen bezüglich Dichtheit bei hohen Differenzdrücken in Rohrleitungen mit tiefkalten Flüssigkeiten sowie hoher Verfügbarkeit und einfacher Bedienung gerecht wird. Vorhandene umfangreiche Referenzen geben Aufschluss über Qualität, lange Lebensdauer und störungsfreien Betrieb.

Die Tiefemperatur-Absperrklappen sind weltweit in Luftzerlegungs-Anlagen, LNG-Anlagen sowie in „Space Engineer-Test Facilities“ bei NASA und DLR erfolgreich im Einsatz. Derzeit werden solche Klappen für eine LNG-Anlage in Katar ausgeliefert. Für 2003 liegen mehrere Aufträge für die Tiefemperatur-Absperrklappen bei Linde-MAPAG vor.

Die Hochleistungs-Tiefemperatur-Absperrklappe befindet sich bei Linde-MAPAG in einem ständigen Weiterentwicklungsprozess mit dem Ziel, intelligente Absperrklappen „i-cryovalve“ auf den Markt zu bringen.

Abstract

Linde-MAPAG hat eine neue Hochleistungs-Tiefemperatur-Absperrklappe entwickelt. Diese erfüllt die höchsten Anforderungen bezüglich Dichtheit bei hohen Differenzdrücken in Rohrleitungen mit tiefkalten Flüssigkeiten. Der Beitrag erläutert die besonderen Konstruktionsmerkmale der Hochleistungs-Absperrklappe.

Der Autor



M. Metin Gerceker

Dipl.-Ing. M. Metin Gerceker (41) ist Business Development Manager im Geschäftsbereich Linde Engineering im Werk MAPAG in Horgau (LK Augsburg). Seit 1986 im Unternehmen, ist er heute zuständig für Vertrieb und Marketing sowie Entwicklung der Hochleistungs-Absperrklappen, auf die das Werk MAPAG spezialisiert ist.

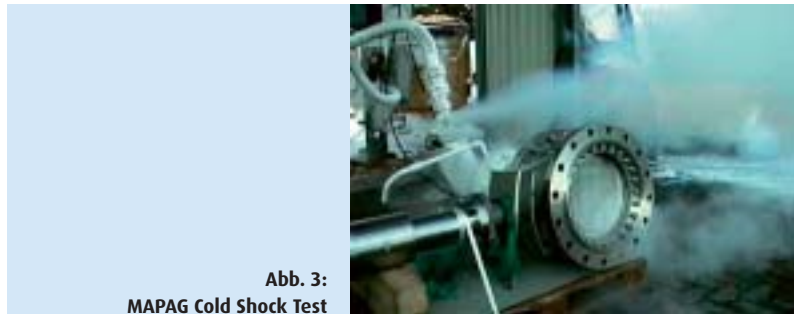


Abb. 3:
MAPAG Cold Shock Test



Abb. 4:
Die neu entwickelte Hochleistungs-Absperrklappe für Rohrleitungen mit tiefkalten Flüssigkeiten von Linde-MAPAG

On-site-Versorgung von Raffinerien mit technischen Gasen

Weniger Schadstoffe im Erdöl

Umweltschutz und gesetzliche Auflagen fordern eine Schadstoffreduktion in Diesel und Benzin. Ein effizienter Weg dorthin ist der Einsatz technischer Gase in Ölraffinerien für die verschiedenen Reinigungs-Prozesse. In so genannten On-site-Anlagen werden große Gasmengen direkt in der Nähe der Verbraucher erzeugt: Eine äußerst wirtschaftliche Variante für Raffinerie-Betreiber.

Die enorme Zunahme des Straßen- und Flugverkehrs hat zu einer erheblichen Umweltbelastung geführt. Deshalb wurden immer schärfere Vorschriften in Bezug auf die Umweltverträglichkeit der Kraft- und Brennstoffe erlassen. So läuft innerhalb der EU das so genannte „Auto/Oil Program“ mit der Forderung, dass die Schadstoffgehalte in Benzin und Diesel erheblich gesenkt werden müssen, insbesondere die Gehalte an Schwefel und Aromaten. Für die Umsetzung dieser Komponenten sind erhebliche Mengen an Wasserstoff erforderlich. Die in Folge der höheren Entschwefelung fehlende Kapazität in der Clausanlage kann man durch O₂-Einsatz ausgleichen.

Neben den gesetzlichen Auflagen zum Umweltschutz müssen die Raffinerien auf langfristige Markttendenzen reagieren und die Produktpalette verschieben, wozu ebenfalls der Einsatz technischer Gase erforderlich wird:

- Der Anteil von Dieselfahrzeugen in der EU wächst. Das bedeutet auch mehr Verbrauch von Diesel im Vergleich zum Benzin [1]
- Der wachsende Flugverkehr erfordert mehr Kerosin
- Schweres Heizöl mit hohem Schwefelgehalt ist immer schwieriger abzusetzen [7], so dass die Raffinerien die Aufarbeitung in höherwertige Produkte anstreben müssen.

Zur Erzeugung von mehr Diesel und Kerosin kann man im Fluid Catalytic Cracker (FCC) schwerere Rückstände zusätzlich zum bisherigen Feed verarbeiten. Das verringert zugleich die Menge an schwerem Heizöl, für das der Markt schwindet. Dann allerdings fehlt meist für die Regenerierung des FCC-Katalysators die Kapazität. Dieser Engpass kann mit nur geringen Investitionen beseitigt werden durch einen O₂-Einsatz. Dass die Maßnahme wirtschaftlich ist, beweist die wachsende Zahl von Raffinerien, die diese Methode anwenden.

Die Beispiele zeigen, dass der Einsatz technischer Gase Möglichkeiten bietet, die neuen Anforderungen an Raffinerien zu erfüllen. Erforderlich ist dazu die zuverlässige Bereitstellung größerer Mengen an technischen Gasen aus Anlagen, die in der Nähe der Verbraucher stehen, so genannten On-site-Anlagen.

Was On-site-Versorgung bedeutet

Bei einer On-site-Versorgung mit technischen Gasen übernimmt der Gaseversorger die Investition für die Anlage und betreibt sie auf eigenes Risiko. Der Kunde stellt in der Regel die erforderlichen Betriebsmittel. Der Raffineriebetreiber erhält die benötigten Gase geliefert und muss sich um den Betrieb der Gasgewinnungsanlage nicht weiter kümmern. Allerdings sind die Investitionen für den Gaseversorger relativ hoch und folglich orientiert sich die Vertragslaufzeit mit der Raffinerie an der technischen Lebensdauer der Gasanlagen. Meist sind das 15 Jahre. Bei kleineren standardisierten Containeranlagen – vor allem bei Stickstoffversorgungen – kann die Vertragslaufzeit auch kürzer sein. Denn bei diesen Anlagen ist eine Weiterverwendung bei einem anderen Kunden nach Ablauf des Vertrages leichter möglich. Die Vorteile dieses Versorgungskonzeptes für den Kunden sind

- günstige, fest zu kalkulierende Gasekosten,
- keine eigenen Investitionen außerhalb seines Kerngeschäftes,
- keine Personalkosten,
- Wegfall des Betriebsrisikos und
- eine hohe Versorgungssicherheit, da der Gaslieferant auf den Betrieb solcher Anlagen spezialisiert ist.

In der Regel werden bei On-site-Anlagen Sauerstoff, Stickstoff und Wasserstoff nicht in flüssiger Form benötigt, und die ansonsten für die Herstellung nötige teure Verflüssigungsenergie wird eingespart. Auch der Wegfall der LKW-Anlieferungen reduziert die Kosten und ist zudem umweltfreundlich. Das macht On-site-Anlagen zu einer wirtschaftlich attraktiven Variante der Gasversorgung für Raffinerien.

In den achtziger Jahren begann sich das Konzept der On-Site-Versorgung mit technischen Gasen zu verbreiten. Mittlerweile hat es sich in den Industrieländern durchgesetzt und die herkömmlichen „Kaufanlagen“ in vielen Bereichen weitgehend verdrängt. Bei der Umstellung auf On-site-Versorgung konnten die Gasekosten bei günstigen Rahmenbedingungen um zweistellige Prozentzahlen reduziert werden. Um den wirtschaftlich optimalen Nutzen zu haben, müssen On-site-Anlagen richtig ausgewählt werden. Im folgenden werden für die technisch wichtigsten Gase H₂, O₂ und N₂ die verschiedenen Anlagenarten mit ihren jeweiligen wirtschaftlich sinnvollen Lastbereichen und den typischerweise damit produzierten Gasmengen diskutiert.

On-site-Versorgung mit Wasserstoff

Der H₂-Bedarf von Raffinerien steigt bei schärferer Entschwefelung stark an, weil neben Schwefelverbindungen zunehmend auch andere Stoffe hydriert werden, insbesondere Stickstoffverbindungen. Ein typisches Beispiel für den Anstieg des H₂-Bedarfs zeigt **Abb. 1** [6]. Man erkennt, dass große H₂-Mengen gebraucht werden, die durch On-Site-Versorgungen wirtschaftlich bereitgestellt werden können.

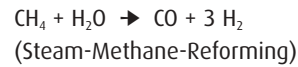
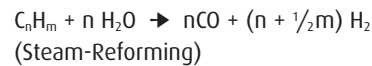
Bei so großen Verbrauchern ist es wirtschaftlich sinnvoll, den Wasserstoff vor Ort mit dem Steam-Reforming-Verfahren zu erzeugen. Prinzipiell wäre auch eine Erzeugung durch eine Partial-Oxidation-Anlage z.B. nach dem Texaco-Verfahren denkbar. Praktisch durchgeführt wurde das jedoch nur in einigen wenigen Fällen, in denen entweder Rückstände aufgearbeitet werden müssen oder ein Synthesegas erzeugt werden soll, z.B. wenn eine Methanolproduktion beliefert wird. Deshalb kann man hier die Beschreibung auf das Steam-Reforming beschränken.

Das Steam-Reforming-Verfahren

Abb. 2 zeigt ein Blockfließbild des Prozesses. Als Einsatzstoffe kommen Erdgas, Naphtha, LPG sowie Raffineriegase in Frage (Feed und Fuel).

Das Feed-Gas, Kohlenwasserstoffe zwischen Erdgas (Methan) und Naphtha, sowie evtl. Raffineriegas, das nur mit Heizwert innerhalb der Raffinerie bewertet wird, wird dabei mit einer geringen Menge an Kreislaufwasserstoff über eine Entschwefelungseinheit geleitet. Diese Einheit besteht aus einer Hydrierung und einem Zinkoxidbett für die eigentliche Entschwefelung. Die Hydrierung dient dazu ungesättigte Kohlenwasserstoffe, die zum Cracken neigen, zu Alkanen zu hydrieren. Parallel dazu werden Schwefelverbindungen zu H₂S umgesetzt. Die Schwefelverbindungen werden am Zinkoxidbett abgefangen. Das entschwefelte Feedgas wird im Gegenstrom durch die heißen Abgase bzw. heißen Produkte vorgewärmt

und mit Dampf gemischt. Im Steam-Reformer wird das Gas-Dampfgemisch zu Wasserstoff und Kohlenoxiden gespalten. Die Hauptreaktionen dabei sind:



Die Reformier-Reaktionen sind endotherm. Um die Reaktionswärme in das System zu bringen wird eine Vielzahl von Reformerrohren, in denen die eigentliche Reaktion stattfindet, von außen durch Brenner beheizt. Die Reaktion wird durch Nickel katalysiert und findet bei ca. 800° C statt. Das heiße Gas aus dem Reaktor wird gegen Feedgas gekühlt und dann der CO-Konvertierung zugeführt. Dort wird das CO mit Wasserdampf zu CO₂ und weiterem Wasserstoff umgesetzt:



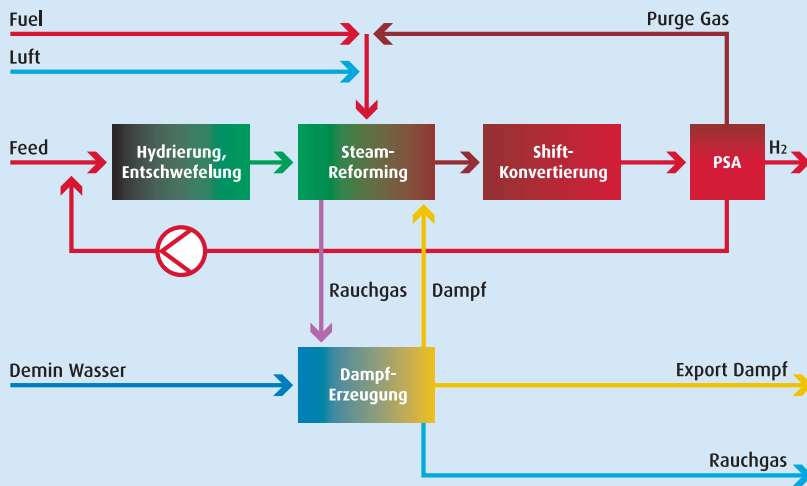
Nach weiterer Abkühlung und Abscheidung des Prozesskondensates wird der Rohwasserstoff in einer Druckwechseladsorption oder auch Pressure Swing Adsorption (PSA) gereinigt (**Abb. 2**). Hierbei strömt das Gasgemisch über verschiedene Adsorbentien, an denen alle Bestandteile bis auf Wasserstoff zurückgehalten werden. Nach einiger Zeit ist das Adsorbens beladen und muss regeneriert werden. Aus diesem Grund wird der Gasstrom dann auf einen weiteren Adsorber umgeleitet und dort gereinigt. Der beladene Adsorber wird im Druck reduziert, wobei sich einige der Verunreinigungen bereits vom Adsorbens lösen. Anschließend wird der Behälter mit frischem Wasserstoff gespült, so dass wieder unbelastetes Adsorbens vorliegt. Und schließlich wird der Druck für eine weitere Adsorption mit frischem Wasserstoff aufgebaut, bevor der Behälter dann wieder mit dem Gasgemisch aus der CO-Konvertierung beaufschlagt wird. Dieser Zyklus wird ständig wiederholt.

Das beim Spülen der Behälter entstehende Restgas enthält die Verunreinigungen und wird in einem Behälter gesammelt, der zur Vereinheitlichung von Druck und Zusammensetzung dient. Dieses Purgegas wird dann im Reformer mit zusätzlichem Brenngas unterfeuert.

Entschwefelungsgrad	90%	98%	99%
H ₂ -Zugabe in Gew.-% vom Feed	0,51	0,74	0,94
H ₂ - Bedarf für Raffinerie mit Rohöldurchsatz 9.000.000 t/a *	ca. 60.000 Nm ³ /h	ca. 87.000 Nm ³ /h	ca. 110.000 Nm ³ /h

* Beispiel einer US Raffinerie nach [6]. Für andere Raffinerien und andere Rohöle gelten andere Zahlen, wobei jedoch die Größenordnung des Verbrauchs bleibt.

Abb. 1: Ein typisches Beispiel für den steigenden H₂-Bedarf von Raffinerien bei schärferer Entschwefelung



Links Abb. 2:
Blockbild des
Steam-Reforming
Prozesses

Oben Abb. 3:
Steam-Reformer Leuna,
Gesamtansicht

Der für den Reformier-Prozess und in der CO-Konvertierung notwendige Dampf wird durch die bei der Verbrennung freiwerdende Abwärme erzeugt. Dabei kann auch noch Exportdampf abgegeben werden. Die zur Verbrennung notwendige Luft wird im Rauchgaskanal vorgewärmt, um so den Wirkungsgrad zu erhöhen.

Abb. 3 zeigt den Steam-Reformer in Leuna. Eine Anlage zur Produktion von 35.000 Nm³/h Wasserstoff auf Basis von Erdgas, der über ein Rohrleitungsnetz eine Raffinerie sowie rund 20 Kunden aus dem Bereich der Chemie und Petrochemie mit Wasserstoff versorgt.

Zur Herstellung von Wasserstoff in Raffinerien ist auch die Reinigung von bereits im Raffineriesystem vorhandenen wasserstoffreichen Gasen nutzbar. Sollen bereits vorhandene wasserstoffhaltige Gase lediglich gereinigt werden, ist dies zumeist mit geringeren Investitionen verbunden als die Herstellung von Wasserstoff über die Synthesegaserzeugung im Steam-Reformer. Oft sind für die Aufreinigung von Raffineriegasen Druckwechseladsorptionsverfahren ausreichend.

Raffinerie-Dreieck Leuna-Buna-Bitterfeld

In Leuna befindet sich das weltweit größte Gasezentrum im Linde-Konzern. Von dort werden über 40 Großkunden im mitteldeutschen Chemiedreieck mit Sauerstoff, Stickstoff, Wasserstoff und Kohlenmonoxid über das heute 500 km umfassende Rohrleitungsnetz beliefert. Anfang 2003 ging in Leuna aufgrund der anhaltend guten Nachfrage in der Chemieregion bereits die vierte Linde-Wasserstoffanlage in Betrieb.

Die gesamte Wasserstoff Produktionskapazität stieg damit auf 140.000 cbm pro Stunde. Die Investitionen von Linde belaufen sich in der Region seit der Wiedervereinigung auf über 500 Millionen Euro.

On-site-Versorgung mit Stickstoff

Das Verdrängen von Luftsauerstoff und brennbaren Gasen mit inerten Gasen ist ein bewährtes Verfahren zum vorbeugenden Oxidations-, Brand- und Explosionsschutz. In Raffinerien häufig anzutreffen sind

- Überdruckhaltung,
- permanentes Spülen und
- kontrollierte Inertgasdosierung

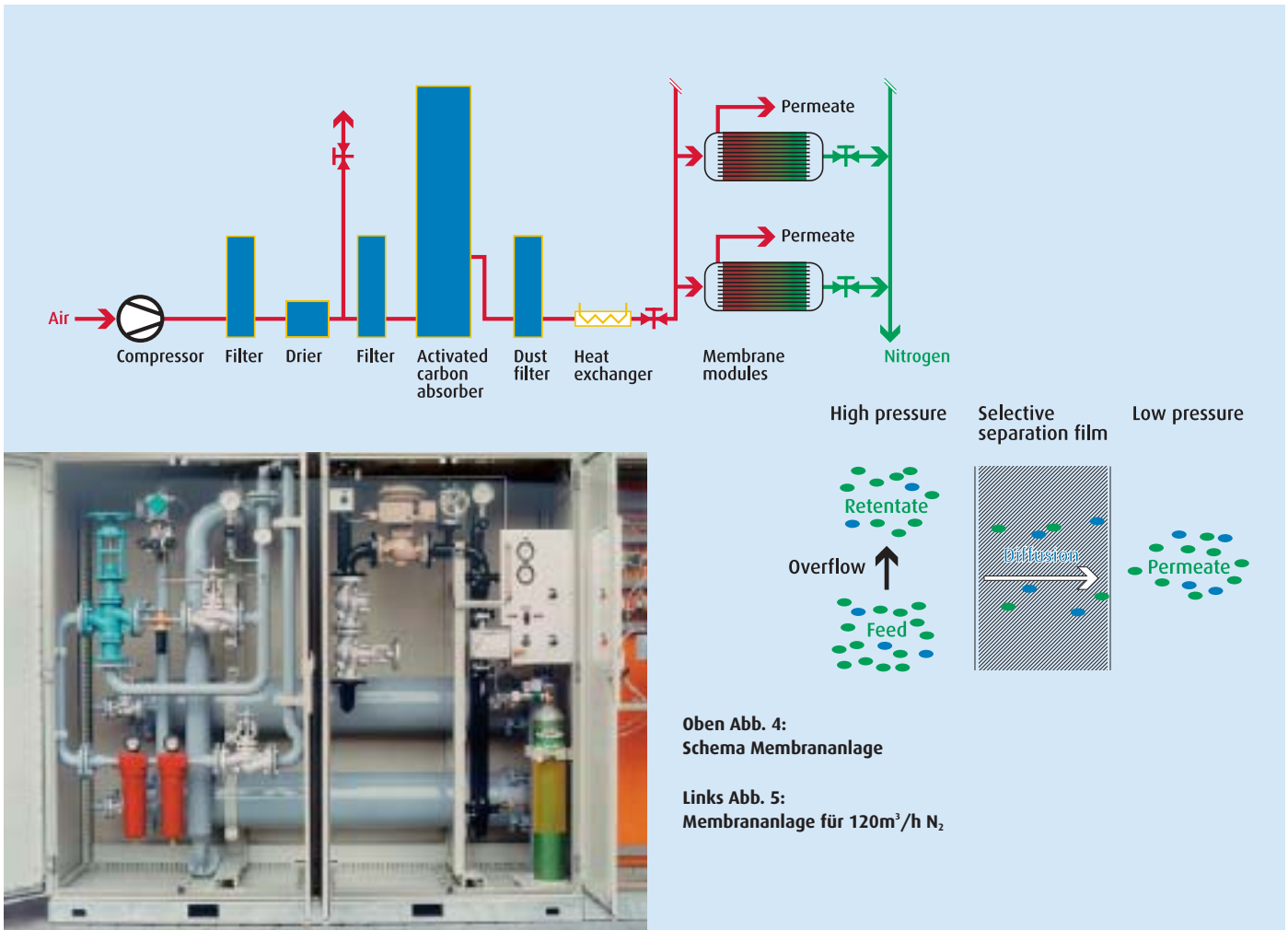
mit Stickstoff. Besonders häufig ist der Einsatz bei Lagertanks von Flüssigkeiten, die mit Inertgas überschichtet werden, um Reaktionen mit Luftsauerstoff zu verhindern. N₂ wird dabei meist über werkseigene Rohre zu den Verbrauchern geleitet. Typisch ist ein kontinuierlicher Bedarf von einigen hundert Nm³/h N₂ für die gesamte Raffinerie.

Diskontinuierlich wird N₂ vor allem für den Bereich des Industrieservice benötigt. Er umfasst eine umfangreiche Palette an Dienstleistungen wie Katalysatorspülung oder Katalysatorkühlung, Lecksuche, Rohrleitungsspülung und -reinigung. Diese Arbeiten werden zum Teil in Zusammenarbeit mit Dienstleistungsfirmen durchgeführt. Typisch werden in einer Raffinerie bei einem kompletten Turnaround einige Millionen Nm³ an N₂ verbraucht.

Für die Gewinnung von Stickstoff werden drei Verfahren eingesetzt. Neben dem klassischen Tieftemperatur-Verfahren wurde in den letzten beiden Jahrzehnten die N₂-Gewinnung mittels Adsorption und Membranen zur Marktreife entwickelt.

Membrananlagen

Mit Membrananlagen (Abb. 4 und 5) lassen sich wirtschaftlich Stickstoffreinheiten bis ca. 1% Restsauerstoff erreichen. Die Wirkungsweise der ultradünnen Polymer-Membran und ihre Trennleistung hängen dabei von Druck, Temperatur, Zusammensetzung des Gasstromes und der Strömungs-Geometrie ab. Bei Membrananlagen durchfließt verdichtete, vorgereinigte Luft dünne lange



Oben Abb. 4:
Schema Membrananlage

Links Abb. 5:
Membrananlage für 120m³/h N₂

Hohlfasern, deren Wandungen semipermeabel wirken, d.h. dass durch diese Membranen Moleküle von Sauerstoff, CO₂ und Feuchte schneller hindurchtreten als Stickstoff. Daraus resultiert die Trennung der Luft. O₂, CO₂ und H₂O diffundieren in den Außenraum der Hohlfasern und werden als Restgas (Permeat) abgegeben. Stickstoff verbleibt weitgehend im Innenraum der Hohlfaser. Dort reichert er sich an und tritt am Ende der Fasern als Retentat aus.

Die Membran-Hohlfasern werden in Modulen zusammengefasst. Der modulare Aufbau der Membrananlage ermöglicht einen flexiblen Einsatz. Die Kapazität einer Membran-Anlage hängt unter anderem von der Anzahl der parallel geschalteten Module ab und kann somit jederzeit erweitert oder verkleinert werden, wenn eine Bedarfsänderung auftritt.

Membrananlagen werden vor allem für kleinere Verbräuche bis zu 1.000 Nm³/h eingesetzt. Sie brauchen wenig Platz und erfordern wenig Investition. Sie sind robust und einfach zu bedienen.

Adsorptionsanlagen

Bei der adsorptiven Gewinnung von Stickstoff (**Abb. 8**) nutzt man die unterschiedliche Dynamik der Gasmoleküle bei der Adsorption an speziellen Aktivkohlen. Diese so genannten Kohlenstoffmolekularsieve oder auch Carbon

Molecular Sieve (CMS) genannt, haben eine Vielzahl von Poren und Hohlräumen in ähnlicher Dimension wie die Durchmesser der Stickstoff- und Sauerstoffmoleküle. Da das Sauerstoffmolekül etwas kleiner ist als das Stickstoffmolekül, kann es schneller in die Hohlräume des CMS eindringen als das Stickstoffmolekül.

Grundsätzlich bestehen N₂-Druckwechsel-Adsorptions-Anlagen oder PSA-Anlagen aus vier Baugruppen:

- Luftverdichtung und ggf. Luftaufbereitung
- Adsorptive N₂/O₂-Trennung
- Produktspeicherung und ggf. Produktnachverdichtung
- Evakuierung (nur bei Vakuum-Anlagen)

Es gibt mehrere Verfahren zur technischen Gewinnung von Stickstoff durch Adsorption, aber das gebräuchlichste ist das so genannte 1bar/8 bar-Verfahren, welches in den 70er Jahren von Linde entwickelt wurde.

Die Umgebungsluft wird von einem Verdichter über einen Filter angesaugt und auf ca. 8 bar verdichtet. Diese Prozessluft durchströmt den Adsorber A. Im unteren Teil des Adsorbers wird vor allem Wasser adsorbiert, im übrigen Adsorber bevorzugt Sauerstoff. Stickstoff bzw. ein stickstoffangereichertes Produkt wird am Kopf abgezogen und gelangt in den Produktpuffer.

Parallel zu diesem Adsorptionsschritt wird der Behälter B, der sich vorher in der Adsorptionsphase befand,



Abb. 6:
Kryogene N₂-Anlage für
620 Nm³/h Stickstoff

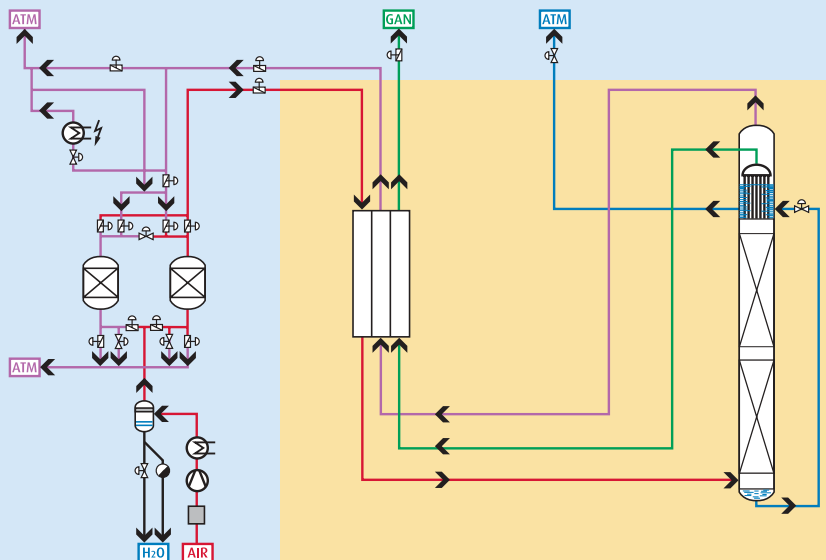


Abb. 7:
Verfahrenschema einer
kleinen Stickstoffanlage

durch Entspannen über einen Schalldämpfer auf Atmosphärendruck regeneriert. Ist der Adsorber A nach 40 bis 60 Sekunden beladen, wird zwischen den Behältern an beiden Enden ein Druckausgleich durchgeführt. Dadurch wird das noch vorhandene Druck- und Reinheitspotenzial des beladenen Adsorbers optimal genutzt. Der Druckausgleich dauert 1 bis 3 Sekunden, und es stellt sich ein Zwischendruck von ca. 4,5 bar ein. Nach dem Druckausgleich wird der Adsorber A durch Entspannung auf Atmosphärendruck regeneriert und Adsorber B wird in die Adsorptionsphase geschaltet, also mit Prozessluft beaufschlagt.

Für einen langfristigen zuverlässigen Anlagenbetrieb mit diesem Verfahren sind einige Grundregeln zu beachten. Das CMS muss absolut fest eingespannt sein, da so genanntes Wühlen des CMS zu exzessiver Staubbildung durch Abrieb führt. Die Prozessluft muss ölfrei sein, was letztlich nur durch den Einsatz von ölfreien Verdichtern gewährleistet ist. Es muss durch geeignete Maßnahmen verhindert werden, dass Feuchtigkeit aus der Luft das CMS langfristig unbrauchbar macht.

N₂-Kryogen-Anlagen

Das verfahrenstechnische Prinzip der kryogenen Luftzerlegung zur Gewinnung von Stickstoff setzt sich aus folgenden Schritten zusammen:

- Luftverdichtung
- Luftreinigung
- Luftabkühlung
- Zerlegung in der Rektifikationskolonne und Kältegewinnung

Bei der kryogenen Stickstoffgewinnung findet die Stofftrennung in der Regel in einer einzigen Kolonne statt. In Sonderfällen kann es aber sinnvoll sein, bei der Stick-

stoffgewinnung zwei Kolonnen einzusetzen, z.B. um Energie zu sparen.

Da kryogene Stickstoffanlagen auch bei relativ kleinen Einheiten wirtschaftlich sinnvoll sind, kann man bei diesen Anlagen häufig auf eine eigene Kälteerzeugung mittels einer Turbine verzichten, indem man geringe Mengen von flüssigem Stickstoff einspritzt.

Kleine Kryo-Anlagen (**Abb. 6 und 7**) werden betriebsbereit in der Werkstatt montiert und anschließend einem Testlauf unterzogen, wodurch später beim Kunden eine kurze zuverlässige Inbetriebnahme gewährleistet ist. Bei größeren Anlagen werden in der Werkstatt die einzelnen Baugruppen vorgefertigt und getestet, was ebenfalls eine Beschleunigung der Montage und Inbetriebnahme vor Ort bewirkt.

On-site-Versorgung mit Sauerstoff

H₂ wurde in Raffinerien immer verwendet, O₂ dagegen ist noch nicht so verbreitet. Unter den neuen Randbedingungen dürfte sich das bald ändern. Zwei Gründe sind dafür verantwortlich:

1. Zur Verbesserung der Wirtschaftlichkeit wurden Überkapazitäten der Erdölverarbeitung abgebaut. Aufgrund der neuen Umweltgesetze sind jedoch in einigen Anlagen Zusatzkapazitäten erforderlich, wie oben erwähnt z.B. im FCC zur nutzbringenden Verwertung von schweren Einsatzölen oder in der Clausanlage, wo zusätzlicher Schwefel und wesentlich mehr NH₃ aus den Hydrotreatern ankommen. Die dann fehlenden Kapazitäten können durch O₂-Anreicherung bereitgestellt werden, was mit nur

Anwendungsbeispiel: Schwefelfreier Kraftstoff

Der Einsatz von Kraftstoffen ohne Schwefel führt bei Katalysatorfahrzeugen zu einer deutlichen Reduzierung der Schadstoffemissionen (Stickoxide (NO_x) und Kohlenwasserstoffe (HC)). Seit Anfang 2003 werden an deutschen Tankstellen schwefelfreies Benzin und schwefelfreier Diesel angeboten. Der Schwefelanteil beträgt maximal 10 ppm (parts per million). In der EU darf der Schwefelgehalt im Benzin bis Ende 2004 maximal

150 mg/kg betragen, beim Diesel beträgt der Grenzwert 350 mg/kg. Von 2005 an gilt dann für beide Kraftstoffe ein Schwefelgehalt von maximal 50 mg/kg. Voraussichtlich ab 2009 dürfen dann in allen Kraftstoffen nur noch max. 10 mg/kg Schwefel enthalten sein.

Noch im Jahr 1990 lag der Schwefelanteil von Ottokraftstoffen bei 1.000 ppm und der von Diesel bei 2.000 ppm - das heißt 100- bzw. 200-mal mehr als künftig.

winnung, als Synthesegas vor allem für die C1-Chemie und als Brenngas in einem so genannten IGCC-Kraftwerk (Integrated Gasification Combined Cycle).

Für die Gewinnung von Sauerstoff haben sich Druckwechseladsorptions- und Tieftemperaturverfahren durchgesetzt.

O₂-Adsorptionsanlagen

Die Gewinnung von Sauerstoff mit Hilfe der Adsorptionstechnik basiert auf der Eigenschaft poröser Adsorptionsmittel, den so genannten Molekularsieben, Gase an der Oberfläche zu binden. Die beiden Hauptbestandteile der Luft, Sauerstoff und Stickstoff, werden abhängig von Temperatur und Druck unterschiedlich stark adsorbiert. Die Druckabhängigkeit wird genutzt, um den Sauerstoff vom Stickstoff zu trennen. Der Prozess bewegt sich während der Adsorptionsphase im Überdruckbereich, während die Regenerierung unter Vakuum erfolgt. Deshalb werden solche Anlagen Vacuum-Pressure-Swing-Adsorption oder kurz VPSA-Anlagen genannt (**Abb. 9 und 10**).

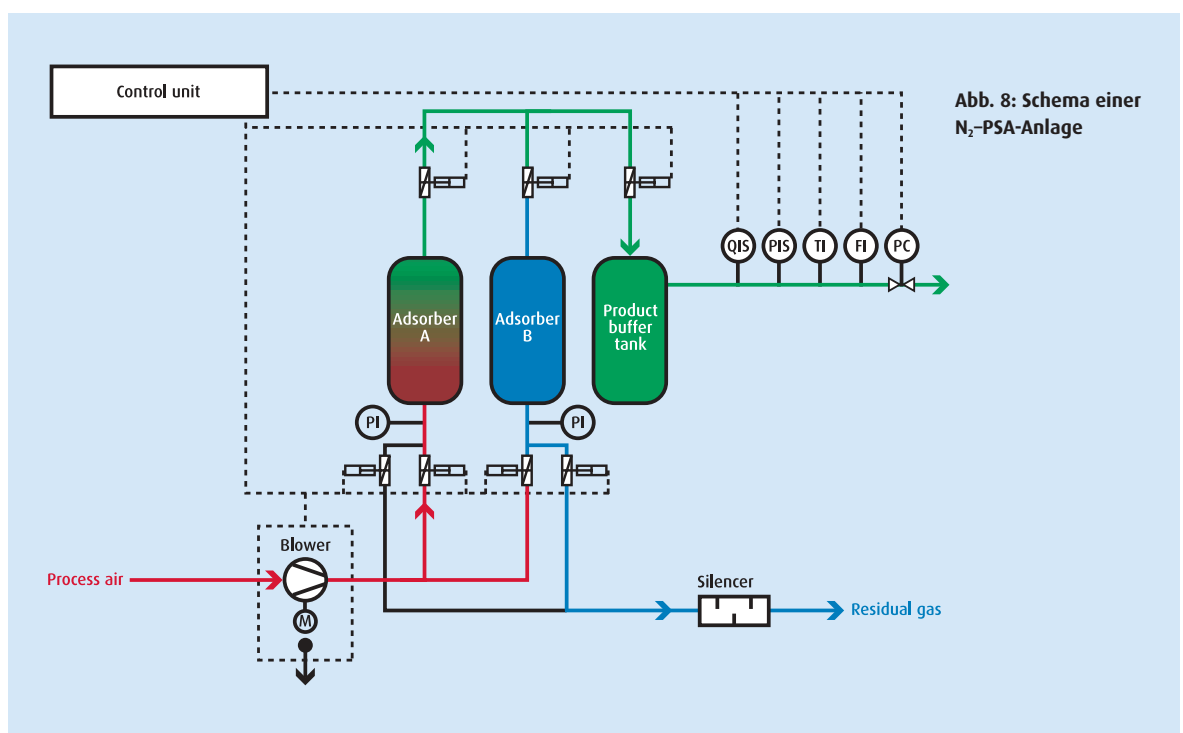
Es gibt Systeme mit einem, zwei oder drei Adsorbent. Der Zyklus eines jeden Adsorbent setzt sich im allgemeinen aus drei Schritten zusammen, wobei die Zyklusdauer bei Vollast ca. 60 bis 180 Sekunden beträgt:

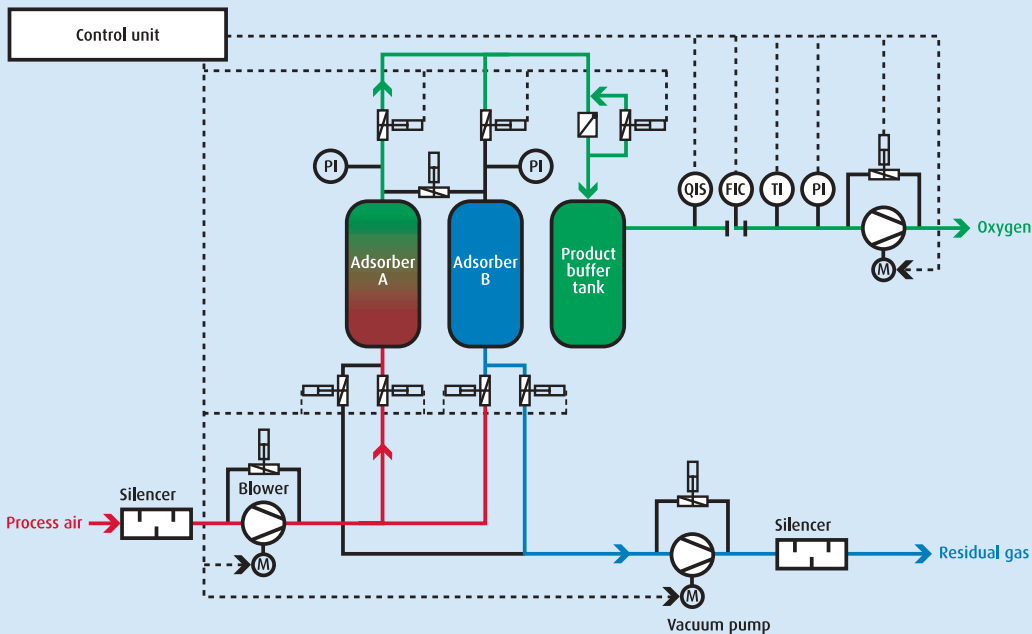
- Adsorptionsphase (Gewinnung des Produktes)
- Desorptionsphase (Regenerierung des Adsorbent)
- Druckaufbau (Vorbereitung für die Adsorptionsphase)

geringen Änderungen an den bestehenden Anlagen verbunden ist. In ähnlicher Weise kann auch die Abwasseranlage in ihrer Leistungsfähigkeit durch O₂-Einsatz gesteigert werden.

2. Die O₂-Vergasung von Rückständen ermöglicht, die wirtschaftliche Basis einer Raffinerie auf eine breitere Grundlage zu stellen und sie damit flexibler und wirtschaftlicher zu machen. Das Vergasungsgas kann für viele Zwecke verwendet werden, insbesondere für die H₂-Ge-

Da Argon als weitere Komponente in der Luft ein ähnliches Adsorptionsverhalten wie Sauerstoff hat, liegt die maximale Sauerstoffreinheit von Adsorptionsanlagen bei 95 bis 95,5%. Dies entspricht dem Verhältnis, das Argon und Sauerstoff in der Luft zueinander haben. Aus wirt-





Links Abb. 9:
Verfahrensschema VPSA-Anlage

Unten Abb. 10:
VPSA-Anlage mit einer
Kapazität von 1.600 m³/h O₂



schaftlichen Gründen werden bei den meisten Anlagen Reinheiten zwischen 90 und 93% erzeugt.

Technisch realisiert wird die adsorptive Sauerstoff-Gewinnung, indem Luft in einen Behälter mit Molekularsieb geleitet wird, so dass der Druck im Behälter auf 1,5 bar ansteigt. Der Stickstoff aus der Luft wird fast zu 100%, der Sauerstoff und das Argon nur etwa zur Hälfte vom Molekularsieb adsorbiert. Der nicht adsorbierte Sauerstoff und das Argon werden als Produkt abgezogen, in einem Pufferbehälter zwischengespeichert, verdichtet und anschließend an den Verbraucher abgegeben. Wenn die Beladungsgrenze des Adsorbers mit Stickstoff erreicht ist, erfolgt die Umschaltung auf einen zweiten Adsorber, wobei ein teilweiser Druckausgleich zwischen den beiden Behältern vorher stattfindet. Der Adsorber, der gerade die Adsorptionsphase beendet hat, wird nun durch Evakuierung auf 200 bis 400 mbar regeneriert. Gegen Ende dieser Desorptionsphase wird noch O₂-Produktgas von oben in den Adsorber gegeben, der die Desorption der Gasmoleküle verstärkt. Mit diesem Spülen ist die Regenerierung dieses Adsorbers beendet und der Adsorptionszyklus beginnt von neuem. Das System muss so abgestimmt sein, dass die Adsorptionsphase genauso lang ist, wie die erforderliche Regenerierphase.

Adsorptions-Anlagen werden seit den 70er Jahren gebaut und wurden stetig weiterentwickelt. Moderne Anlagen haben heute zwei platzsparende stehende Adsorber mit Hochleistungsmolekularsieb und austauschbarem Vorbett für die Entfernung der Feuchtigkeit aus der Luft und für den Schutz des Molekularsiebes vor schädlichen Luftbestandteilen. Die Standzeiten zwischen den Revisionen betragen mehrere Jahre. Die Anlagen haben eine ausgereifte Steuerung, die eine sichere Fernüberwachung erlaubt. Für fast jeden Bedarf stehen aufgrund von Modulbauweise nahezu maßgeschneiderte Anlagen zur Verfügung.

Die Vorteile dieser Anlagen gegenüber kryogenen Sauerstoff-Anlagen sind die niedrigen Investitionskosten, der günstigere Energiebedarf und das kurzfristige Anfahren und Abstellen. Kritischer ist die Empfindlichkeit der Molekularsiebe gegenüber Luftverschmutzung. Schadstoffe können jedoch durch Vorbetten abgefangen werden. Die Lebensdauer der Molekularsiebe ist beinahe unbegrenzt, wenn das schützende Vorbett überwacht und wenn nötig ausgetauscht wird. Die ältesten VPSA-Anlagen laufen seit über 15 Jahren und man kann davon ausgehen, dass sie auch noch viele weitere Jahre in Betrieb sein werden.

O₂-Kryogen-Anlagen

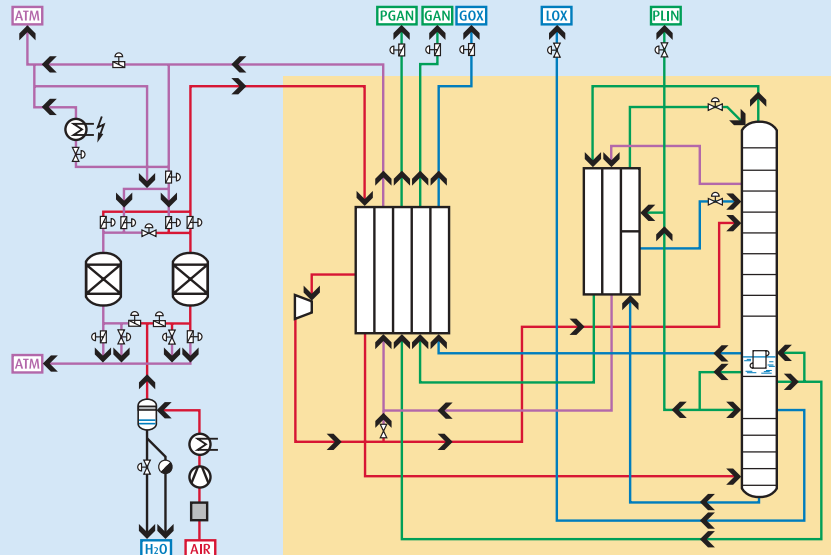
Immer dann, wenn höhere Reinheiten und größere Produktmengen gefordert werden, stellt die On-site-Versorgung mittels Kryogen-Anlage (Abb. 11 und 12) eine wirtschaftliche Alternative zur VPSA-Anlage dar. Je nach Bedarf des Kunden können über dieses Verfahren Sauerstoff, Sauerstoff und Stickstoff sowie bei großem Luftdurchsatz auch Argon in gasförmigem und/oder flüssigem Zustand gewonnen werden. Die Produktkosten von Kryogen-Anlagen sind bei größeren Anlagen mit denen der VPSA-Anlagen vergleichbar bzw. sogar niedriger, wenn neben Sauerstoff auch Stickstoff abgenommen wird. Im wesentlichen besteht eine kryogene Luftzerlegung aus folgenden Verfahrensschritten:

- Luftverdichtung
- Prozessluft-Aufbereitung
- Abkühlung im Hauptwärmetauscher
- Zerlegung in der Rektifikations säule
- Kältegewinnung

Die Gewinnung der Produkte erfolgt über die rektifikatorische Trennung der Luft in einer Doppelsäule, in der die Luftbestandteile durch ihre unterschiedlichen Siedetem-

Rechts Abb. 11:
Verfahrensschema kryogene O₂-Anlage

Unten Abb. 12:
Bild einer kryogenen O₂-Anlage für
1.500 Nm³/h Sauerstoff



peraturen voneinander getrennt werden. Entsprechend den Siedegleichgewichten der Luftkomponenten findet der Trennungsvorgang im Temperaturbereich von ca. -117 °C bis -196 °C statt, je nach den Drücken in der Rektifikationsssäule.

Die Prozessluft wird, nachdem sie von Staubpartikeln in Filtern befreit worden ist, in einem Luftverdichter auf den Prozessdruck von typischerweise 6 bar verdichtet, abgekühlt und anschließend in die Molekularsiebstation geleitet. In den zyklisch arbeitenden und mit speziellen Adsorbentmaterial gefüllten Behältern werden aus der Prozessluft Wasser, Kohlendioxid und eine Vielzahl von Kohlenwasserstoffverbindungen abgetrennt.

Die derart gereinigte Prozessluft wird im Hauptwärmetauscher (HWT) im Gegenstrom zu den aus der Rektifikation stammenden Produkten abgekühlt. Ein Teil der Luft wird zur Deckung des Kältebedarfs der Anlage in die Expansionsturbine geführt, entspannt und in die obere Säule eingespeist. Der Hauptanteil der Druckluft wird im letzten Teil des HWT auf nahezu Verflüssigungstemperatur abgekühlt und anschließend in den unteren Teil der Drucksäule geleitet. Durch die Rektifikation reichert sich der leichterflüchtige Stickstoff in der Gasphase an und kann am oberen Teil der Säule als Druckstickstoff abgezogen werden. Der größte Teil des gasförmigen Stickstoffs wird im Kondensator verflüssigt und als Rücklauf der Drucksäule bzw. der Niederdrucksäule der Rektifikation erneut zugeführt.

Die am Boden der Drucksäule gesammelte sauerstoffreiche Flüssigkeit fungiert als Rücklauf für die Niederdrucksäule. Hier findet die endgültige Zerlegung in reinen Sauerstoff und Stickstoff statt. Sauerstoff kann in flüssiger und gasförmiger Form am unteren Teil der Niederdrucksäule gewonnen werden, während am Kopf dieser Säule reiner, nahezu druckloser Stickstoff anfällt. Über einen weiteren Anstich am oberen Teil der Säule wird unreiner Stickstoff (Restgas) abgezogen, der zur Regenerierung der Molsiebe geeignet ist, weil er nicht brennbar und extrem trocken ist.

Gaserzeugungsanlagen von Linde

Bei der H₂-Erzeugung kann Linde praktisch aus allen Kohlenwasserstoffen H₂ gewinnen, aus gasförmigem Methan ebenso wie aus Naphtha, Schweröl, Asphalt oder Kohle. Bei den Verfahren zur H₂-Erzeugung steht Linde die gesamte Palette zur Verfügung, d.h. Steam Reforming, autothermes Reforming nach GIAP-Lizenz, Vergasung nach TEXACO-Lizenz, Prerforming nach Lizenz von British Gas. Autothermes Reforming und Partial Oxidation wurden in Raffinerien bisher nur in einer Handvoll von Fällen realisiert und deshalb hier nicht im Detail behandelt. Für die Reinigung von wasserstoffhaltigen Raffineriegasen können meist günstige Lösungen gefunden werden.

Bei der Luftzerlegung für die Gewinnung von O₂ und N₂ hat Linde ebenfalls eine führende Stellung. Die kryogene Luftzerlegung wurde vom Firmengründer Carl von Linde erfunden. Sie ist seither ständig weiterentwickelt worden. Die Spitzenstellung von Linde auf diesem Gebiet zeigt sich beispielsweise in der Lieferung der weltgrößten Luftzerleger, die für die Enhanced Oil Recovery (Ölgewinnung durch Einpressen von N₂ in Lagerstätten) in Cantarell in Mexiko geliefert wurden. Der Luftdurchsatz beträgt dort in vier Anlagen je 500.000 Nm³/h, aus denen je 335.000 Nm³/h N₂ mit 120 bar Druck gewonnen werden. Für jede Anwendung gibt es eine optimale Wirtschaftlichkeit der Gasversorgung, die von zahlreichen Randbedingungen abhängig ist. Die in den meisten Anwendungen optimalen Einsatzbereiche der verschiedenen Gaserzeugungssysteme sind in **Abb. 13** zusammengestellt.

Reprinted with permission from HYDROCARBON PROCESSING, February 2003, copyright 2003 by Gulf Publishing Co., all rights reserved.

Gasart	Gasmenge Nm ³ /h	Reinheit vol-%	Anlagentyp	Bemerkungen
H ₂	Bis ca. 400	>99,9	Trailer bis ca. 400 kg H ₂	Gasförmig
	100 bis 100.000	>99,9	PSA, On-site-Versorgung	Rückgewinnung aus Raffinerierestgasen. Lastbereich typisch 30 bis 100%
	300 bis 200.000	>99,9	Steam Reformer plus CO-Shift plus PSA, On-site-Versorgung	Lastbereich typisch 50 bis 100%
N ₂	0 bis ca. 1.000	>99,99%	Flüssigversorgung durch Tank	Auch für stark schwankende Abnahmemenge
	ca. 50 bis 1.000	<99 %	N ₂ -Membran On-site-Versorgung	Lastbereich typisch 30 – 100 %
	ca. 100 bis 5.000	<99,5%	N ₂ -PSA, On-site-Versorgung	Lastbereich typisch 30 bis 100%
	ca. 200 bis 300.000	>99,99%	Kryogene Luftzerleger, On-site-Versorgung	Lastbereich typisch 50 bis 100%
O ₂	0 bis ca. 1.000	>99,5%	Flüssigversorgung durch Tank	Auch für stark schwankende Abnahmemenge
	ca. 300 bis 5.000	<94%	O ₂ -PSA (VPSA), On-site-Versorgung	Lastbereich typisch 30 bis 100%
	ca. 1.000 bis 100.000	>99,5%	Kryogene Luftzerleger, On-site-Versorgung	Lastbereich typisch 50 bis 100%

Abb. 13: Typische Anwendungsbereiche von Gasversorgungssystemen

Fazit

Technische Gase können dazu beitragen, die neuen Anforderungen an Raffinerien in Bezug auf das „Auto/Oil Program“ und niedrigere Emissionen zu erfüllen, ohne dass größere Investitionen durch den Raffineriebetreiber erforderlich werden. Insbesondere kann der für Entaromatisierung und tiefere Entschwefelung erforderliche Wasserstoff geliefert werden. Hydrotreater können so die niedrigen Schwefelwerte erreichen, wie sie für die Erfüllung der EU-Vorschriften nötig sind. Die dann häufig fehlende Schwefelkapazität in der Clausanlage kann durch O₂-Anreicherung bereitgestellt werden. Damit wird zugleich die problemlose Entsorgung des beim Hydrotreating zusätzlich anfallenden Ammoniaks erreicht. O₂-Anreicherung in der Regenerierung des FCC ermöglicht ein breiteres Spektrum an Einsätzen zu fahren, insbesondere schwerere Einsätze nutzbringend zu verwerten. Zugleich erhöht sich die Flexibilität in Bezug auf Rohölqualitäten. Inertgase schließlich tragen bei, Wirtschaftlichkeit und Sicherheit in der Raffinerie zu erhöhen.

Für alle diese Anwendungen können On-site-Anlagen eine wirtschaftliche und zuverlässige Versorgung bereitstellen. Ein Raffineriebetreiber kann sich entscheiden, die Gasanlage von einer Gasgesellschaft errichten und betreiben zu lassen. Dann muß er sich um die Investition

in solche Anlagen, deren Instandhaltung und Betrieb nicht kümmern. Das ermöglicht ihm, sich auf sein Kerngeschäft zu konzentrieren, flexibel auf Marktschwankungen zu reagieren und die Wirtschaftlichkeit der Raffinerie zu verbessern.

Abstract

Technische Gase können dazu beitragen, die neuen Anforderungen an Raffinerien in Bezug auf das „Auto/Oil Program“ und niedrigere Emissionen zu erfüllen, ohne dass größere Investitionen durch den Raffineriebetreiber erforderlich werden. Insbesondere kann der für Entaromatisierung und tiefere Entschwefelung erforderliche Wasserstoff geliefert werden, so dass Hydrotreater die niedrigen Schadstoffwerte erreichen, wie sie für die Erfüllung der EU-Vorschriften nötig sind. Für diese und weitere Anwendungen können On-site-Anlagen eine wirtschaftliche und zuverlässige Versorgung bereitstellen. Der Beitrag beschreibt das Konzept der On-site-Versorgung und spezielle Anwendungsmöglichkeiten für die verschiedenen Gaseanlagen.

Literatur

- [1] **PURVIN; GERTZ:** *European Refining, The Quality Challenge*, The European Refining Technology Conference, Paris, Nov. 22.-24., 1999
- [2] **PASKALL, H.G.; SAMES, J.A.:** *Sulfur Recovery by the modified Claus Process*, Calgary, 1992
- [3] **REINHARDT, H.-J.; HEISEL, M.:** *Increasing the capacity of Claus plants with oxygen*, Linde Reports on Science and Technology, no. 61 (1999), S. 2 ff
- [4] **SADEGHBEIGI, R.:** *Fluid Catalytic Cracking Handbook*, Gulf Publishing, Houston/Texas, 1995
- [5] **AITANI, A.M.; ALI, S.A.:** *Hydrogen Management in modern refineries*, Erdöl Erdgas Kohle, 48 (1995), S. 19-24
- [6] **SHOREY, S.W.; LOMAS, D.A.; KEESOM, W.H.:** *Use FCC pretreating methods to remove sulfur*, Hydrocarbon Processing, 78 (1999), Nummer 11, S. 43 ff
- [7] **N.N.:** *Jahresbericht 1998 des Mineralölwirtschaftsverbands*, Hamburg 1999, S. 55
- [8] **REINHARDT, H.-J.; HEISEL, M.; OBERMEYER, H.D.:** *Use of industrial gases in oil refineries*, Linde Reports on Science and Technology, no. 62 (2000), S. 7 ff
- [9] **HEISEL, M.P.; KUMMANN, P.; TSUJINO, T.:** *Cleaning up on economics*, Power Engineering International, Dec. 1999, S.15 ff

Die Autoren



Dirk Schweer

Dr. Dirk Schweer (36) ist Sales Manager für Wasserstoff-, Kohlenmonoxid- und Synthesegasanlagen bei Linde Gas in Höllriegelskreuth bei München. Er studierte Chemie an der Ruhr-Universität in Bochum, promovierte zum Thema Erdgasveredelung und kam 1996 zu Linde.



Michael Heisel

Dr. Michael Heisel studierte Verfahrenstechnik an der TU München und trat 1976 in die Linde AG ein. Nach Stationen im Geschäftsbereich Engineering, wie z.B. in der Umwelttechnik bei der Linde-KCA-Dresden GmbH, ist er seit 1999 zuständig für die Gasversorgung von Raffinerien beim Geschäftsbereich Gas in Lohhof. Seine Arbeiten wurden mit mehreren internationalen Preisen ausgezeichnet.



Gebhart Scholz

Dipl.-Ing. Gebhart Scholz (58) ist Leiter Technik für Standard-On-site-Anlagen beim Geschäftsbereich Gas der Linde AG in Höllriegelskreuth. Seine Zuständigkeiten umfassen die Beschaffung und Entwicklung standardisierter Systeme für die Erzeugung und den Transport von gasförmigem Stickstoff und Sauerstoff. Gebhart Scholz ist seit 1973 bei Linde und befasste sich während dieser Zeit u.a. mit Luftzerlegungs-, VPSA- und ECOVAR-Anlagen.



Herausgeber: Linde AG
Abraham-Lincoln-Straße 21
D-65189 Wiesbaden
www.linde.com

Redaktion: Stefan Metz
stefan.metz@linde.de

Anfrage und Bestellungen an:
Linde AG, Unternehmenszentrale,
Unternehmenskommunikation
Postfach 4020, D-65030 Wiesbaden

Nachdruck oder elektronische Verbreitung nur mit Zustimmung des Herausgebers. Mit Ausnahme der gesetzlich zugelassenen Fälle (und dabei nur mit vollständiger Quellenangabe) ist die Nutzung der Berichte aus „Linde Technology“ ohne Einwilligung des Herausgebers nicht gestattet.

Printed in Germany · Mai 2003

Linde AG

Abraham-Lincoln-Straße 21

65189 Wiesbaden

Tel: ++49 (0) 611 770-0

Fax ++49 (0) 611 770-269

www.linde.com